

PROYECTO INTEGRADOR DE LA
CARRERA DE INGENIERÍA NUCLEAR

**DISEÑO CONCEPTUAL DE CASCADAS DE
ENRIQUECIMIENTO DE URANIO**

Gonzalo Marco Acosta
Autor

Ing. Daniel Brasnarof
Co-director

Ing. Juan Bergallo
Co-director

Junio de 2011

Instituto Balseiro
Universidad Nacional de Cuyo
Comisión Nacional de Energía Atómica
San Carlos de Bariloche, Argentina

Dedicatoria

A mi familia y a todas las personas que me brindaron su amistad y apoyo.

Resumen

Entre las actividades correspondientes a la reactivación del proyecto de enriquecimiento de uranio llevadas a cabo por la Comisión Nacional de Energía Atómica desde el 2006, se encuentra el objetivo de la recuperación institucional de la capacidad de diseño de plantas de enriquecimiento, que conjuntamente con datos operativos permitan evaluar diferentes alternativas tecnológicas. Este proyecto integrador está orientado a estudiar las bases de diseño de las plantas de enriquecimiento de uranio.

Utilizando la teoría de cascada, se analizó los parámetros que permiten optimizar la eficiencia separativa de cascadas escalonadas. Se analizó la validez de los cálculos de cascadas para diferentes factores de separación, como ser el caso de factores de separación muy pequeños representado por difusión gaseosa y de grandes factores de separación para el caso de centrífugas. Se determinó el cálculo de la capacidad de separación de la cascada para ambos casos, y se analizó la incidencia de diferente número de escalones en la eficiencia de la cascada para los casos de difusión gaseosa y centrífugación.

Se analizaron las principales variables de diseño de cada etapa separativa para ambas tecnologías, a fin de encontrar parámetros de diseño óptimos teniendo en cuenta la figura de mérito trabajo separativo y el consumo de energía por unidad de trabajo separativo. Se observaron sus interrelaciones y/o relaciones de compromiso. A partir de los mismos se dimensionaron en forma preliminar los equipos característicos de cada tecnología.

Para las etapas de difusión gaseosa se analizó la dependencia en el factor de separación de los parámetros principales: diámetro de poro, presión y temperatura de trabajo, encontrándose puntos óptimos de operación. También se observó la dependencia de la permeabilidad en las dimensiones de los equipos y la relación de compromiso entre consumo de energía frente costos de la instalación. Se corroboraron consumos de energía, y factores de separación característicos de esta tecnología.

En el caso de las centrífugas, se observó que el factor de separación elemental es amplificado por el flujo a contracorriente, su altura, la altura de alimentación y la velocidad a la cual gira, siendo algunos de estos parámetros limitados por el material y la tecnología de fabricación del rotor. Por otro lado el flujo a contracorriente y la altura de alimentación en la centrífuga alcanzan valores óptimos en el factor de separación dependiendo de las condiciones operativas de diseño. El caudal de alimentación de la centrífuga alcanza un valor que optimiza el trabajo separativo por máquina, siendo este muy bajo lo que obliga a conformar un arreglo en paralelo

de centrifugas para armar una etapa separativa de la cascada.

A partir de estos datos se dimensionaron dos cascadas de enriquecimiento con similares parámetros globales para los tipos de tecnologías estudiados en el presente trabajo. Se observó que en las centrifugas el consumo de energía por unidad de trabajo separativo es mucho menor que la difusión gaseosa y depende del tipo de tecnología que se emplee en el rotor. También se observó que la cantidad de equipos necesarios en una planta de centrifugación es mayor que para difusión gaseosa, pero con un solo diseño de equipo se puede reproducir la cantidad de escalones con la que se quiera diseñar la planta. Para el caso de difusión gaseosa el número mínimo de equipos diferentes está entre 2 o 3 para alcanzar eficiencias de cascadas elevadas, dependiendo del grado de enriquecimiento que se quiera alcanzar.

Palabras claves: DISEÑO DE CASCADA, ENRIQUECIMIENTO DE URANIO, DIFUSIÓN GASEOSA, CENTRÍFUGAS, OPTIMIZACIÓN EN EFICIENCIA SEPARATIVA.

Abstract

Among others activities related with the reactivation of the uranium enrichment project by the CNEA (Argentinean National Atomic Energy Commission) since 2006, is the recovery of the enrichment plants design capacity together with operational data. These will allow the evaluation different technological alternatives. This work presents studies of the design bases for uranium enrichment plants.

By the use of the theory of cascades, the relevant parameters to the optimization of the separation efficiency of squared-off cascades were analyzed. The validity of the cascade calculus was examined for different separation factors, from very small ones representing gaseous diffusion to higher than to centrifuges. The separation capacity for a cascade was calculated and the effects of different amount of steps in the cascade efficiency were analyzed for both cases.

The main design parameters of each stages for both technologies were analyzed in order to find the optimal design parameters taking into account the separation work and the energy per separation work unit as figures of interest. Taking into account their interrelationships and/or compromise relationships the characteristic equipment for each technology were preliminary dimensioned.

For the gaseous diffusion stages the reliance between the separation work and the main parameters (pore diameter, work pressure and temperature) were analyzed, achieving optimal operation conditions. The relation among permeability and the equipment dimensions as well as the compromise relationship between energy consumption and installation costs were observed. The energy consumption and characteristic separation factors for this technology were confirmed.

Concerning the centrifuges, it was observed that the elemental separation factor is increased by the countercurrent flow, its height, the feeding height and the spinning speed, being some of these parameters restricted by the rotor's material and production technology. Depending on the design operation conditions the countercurrent flow and the feeding height can be reach optimal value in the separation factor. The feeding flow value reached optimizes the separation work per machine, being it so small that makes it necessary to form a parallel array of centrifuges to set a separation stage in the cascade.

Two enrichment cascades with similar global parameters were dimensioned from these data for the types of technologies studied in this work. It was observed that the energy consumption

per separation work unit found for the centrifuges is much lower than that of the gaseous diffusion and that it depends on the rotor's type of technology. Also that the amount of equipment necessary for a centrifuge plant is greater than the one for gaseous diffusion, but only one design is enough to attain the quantity of stages needed for the plant. In the case of gaseous diffusion the minimal amount of equipment designs to reach high cascade efficiencies is between 2 and 3, depending on the degree of enrichment pursued.

Keywords: CASCADE DESING, URANIUM ENRICHMENT, GASEOUS DIFFUSION, CENTRIFUGE, SEPARATION OPTIMIZATION.

Índice general

Dedicatoria	II
Resumen	III
Abstract	V
Nomenclatura	IX
1. Introducción	1
1.1. Enriquecimiento de uranio y su necesidad para los reactores nucleares	1
1.2. Conversión del Uranio a Hexafluoruro de Uranio	3
1.3. Breve descripción de los Procesos de Enriquecimiento más relevantes	3
1.4. Breve descripción del frente del ciclo combustible del Uranio	4
2. Teoría de cascada	6
2.1. Terminología	7
2.2. Ecuaciones de la etapa separativa	7
2.3. Ecuaciones para una cascada a contracorriente simétrica	10
2.4. Cascada Ideal	14
2.5. Definiciones de Transporte, Transporte Neto, Unidad de Trabajo separativo (UTS o SWU) y eficiencia	15
2.6. Cascada Simétrica Cuadrada	19
2.7. Cascada Simétrica Escalonada	19
3. Diseño de cascada	22
3.1. Caso infinitesimal	22
3.1.1. Cascada cuadrada	22
3.1.2. Cascadas Escalonadas	25
3.2. Factores de separación superiores al infinitesimal	32
3.2.1. Cascada escalonada para $q = 1,3$	35
4. Modelo simplificado de enriquecimiento por difusión gaseosa	37
4.1. Parámetros de importancia para una etapa de separación en difusión gaseosa	37

4.2. Dimensionamiento del espesor de la membrana	40
4.3. Dimensionamiento de etapas separativas de difusión gaseosa	41
4.4. Resultados a partir del modelo planteado	43
5. Modelo Simplificado de enriquecimiento por centrífugas	50
5.1. Factor de separación elemental	51
5.2. Diseño mecánico	53
5.2.1. Máxima velocidad de giro y espesor del rotor	53
5.2.2. Condiciones para vibraciones resonantes en un cilindro rotante	54
5.3. Factor de separación de una centrífuga con flujo a contracorriente	56
5.3.1. Consumo Energético de una centrífuga	61
5.4. Resultados	61
6. Dimensionamiento de plantas	70
6.1. Dimensionamiento de equipos con difusión gaseosa	70
6.2. Dimensionamiento de equipos con centrífugas	70
6.3. Análisis de resultados	71
Conclusiones	72
7. Conclusiones	72
Agradecimientos	75
Bibliografía	76

Nomenclatura

$-B$	Numeración de etapa que indica la última etapa de la zona de empobrecimiento, en la cual se extrae el material empobrecido.
0	Numeración de etapa que indica que es la etapa donde el material a enriquecer se inyecta a la cascada.
α	Factor de enriquecimiento de la etapa.
δU	Poder separativo por etapa o UTS obtenidas por etapas.
ϵ	Ganancia de enriquecimiento de la etapa.
η	Eficiencia separativa de la cascada.
$\eta_{compresor}$	Eficiencia del compresor.
γ	Constante del gas, relación de C_p/C_v del mismo.
λ	Camino libre medio de gas.
λ_i	Autovalores asociados a la resonancia del rotor.
μ	Viscosidad.
Ω	Velocidad angular del rotor.
Ω_i	Velocidad angular de rotación resonante de la centrifuga.
ω_i	Frecuencia naturales de resonancia del rotor.
\overline{m}	Masa por unidad de longitud.
\overline{P}	Presión media.
\overline{v}	Velocidad media de las moléculas de un gas.
ϕ_{poro}	Diámetro de poro.
ρ	Densidad.

τ	Transporte en una cascada.
τ_P	Porosidad de la membrana de difusión gaseosa.
θ	Corte de la etapa (es la relación de cuadales de cabeza y alimentación).
C	Circulación Interna en la centrífuga.
C_P	Calor específico del gas a presión constante.
D	Coefficiente de difusión.
D_m	Diámetro de membranas.
$E_{centrifuga}$	Energía consumida por la centrífuga para hacer hacer rotar el gas.
$E_{membrana}$	Espesor de la membrana.
E_{rotor}	Espesor pared del rotor de la centrífuga.
f_θ	Factor de Raylight.
Fc	Factor de ajuste centrífuga.
fp	Factor de pérdida de carga del gas que no difunde en la membrana de difusión gaseosa.
g	Ganancia de separación de la etapa.
I	Segundo Momento de Area.
I_g	Momento de inercia del gas dentro de la centrífuga.
J_r	Flujo radial del gas.
J_Z	Flujo axial del gas.
L''	Caudal de cola de la etapa.
m_u	Masa de uranio.
N''	Fracción molar del isotopo de interés en la cola de la etapa.
N_0	Concentración molar promedio en la zona de alimentación de la centrífuga.
N_F	Concentración del material de alimentación de la cascada.
N_P	Concentración del producto enriquecido.
N_W	Concentración del material empobrecido que se extrae de la cascada.
P_i	Presión en la región i.

q	Factor de separación real de la etapa.
q_0	Factor de separación ideal.
r_0	Radio interno del rotor de la centrifuga
r_e	Radio externo del rotor de la centrifuga.
rp	Relación de presiones.
S	Factor de eficiencia de separación en la difusión gaseosa.
Sc	Número de Schmit.
SS	Numeración de etapa que indica la última etapa de la zona de enriquecimiento y en la cual se extrae el material enriquecido.
U	Función valor.
V	Función potencial.
v_a	Velocidad periférica del rotor en el radio interno.
v_z	Velocidad axial del gas en la centrifuga.
W_{C_i}	Energía por unidad de mol que consume el compresor i.
Z_F	Altura del punto de alimentación de la centrifuga.
Z_H	Altura de la centrifuga.
a	Radio interno del rotor de la centrifuga.
E	Modulo de elasticidad.
F	Caudal de alimentación de la cascada.
f	Transporte neto por unidad de cola en una cascada.
H	Permeabilidad de una membrana porosa.
Inv	Inventario o masa de gas en la centrifuga.
L	Caudal de alimentación de la etapa.
L'	Caudal de cabeza de la etapa o de material enriquecido en la etapa.
M	Masa molecular.
N	Fracción molar a la entrada de la etapa separativa.
N'	Fracción molar en la cabeza de la etapa.

P	Caudal de producción de la cascada.
R	Abundancia relativa.
R	Constante Universal de los gases.
S	Factor de separación de una membrana porosa.
T	Temperatura.
W	Caudal de material empobrecido extraído de la cascada.
Z	Factor aerodinámico de una membrana porosa.
$-b$	Subíndice de numeración para zona de empobrecimiento de la cascada.
θ	Subíndice que denota la coordenada angular.
r	Subíndice que denota la coordenada radial.
s	Subíndice de numeración de las etapas que están en la zona de enriquecimiento de la cascada.
z	Subíndice que denota la coordenada axial.

Capítulo 1

Introducción

1.1. Enriquecimiento de uranio y su necesidad para los reactores nucleares

Se llama enriquecimiento al proceso de separación isotópica por el cual se incrementa el porcentaje de un isótopo de interés, con respecto de la concentración de alimentación o entrada. Este proceso puede ser efectuado por diferentes métodos, los cuales se basan en la utilización de las propiedades físicas y químicas que diferencian a los distintos isótopos. Estas diferencias se deben principalmente a la diferencia de masa de los isótopos del elemento a enriquecer (por ejemplo para el caso del uranio sus isótopos a separar son el 235 frente al 238).

En este proyecto integrador se estudia las bases para el diseño y optimización del proceso de enriquecimiento del Uranio. El Proceso de Enriquecimiento tiene particular interés en la industria nuclear, debido a que los reactores de potencia (utilizados para la generación de energía eléctrica) más ampliamente usados en el mundo son del tipo PWR (Reactores de Agua liviana Presurizada) en los cuales es necesario utilizar como combustible Uranio Enriquecido (entre el 3 y 5 %). Por otro lado, las centrales de potencia Atucha 1 y 2 son del tipo PHWR y si bien, pueden funcionar con uranio natural, actualmente Atucha 1 utiliza Uranio levemente enriquecido (ULE). El Uranio levemente enriquecido empleado tiene un enriquecimiento alrededor del 0.85 %, ya que con ello mejora el quemado alcanzado por el elemento combustible. Desde este punto de vista también para los reactores PHWR puede ser necesario enriquecer el uranio para el funcionamiento más eficiente de dichos reactores. Por lo que se hace necesario para el abastecimiento de dichos reactores, plantas de enriquecimiento de Uranio en el proceso de fabricación de elementos combustibles.

Si se pretende asegurar el suministro a estas clases de reactores de potencia, resulta necesario tener o recuperar la capacidad técnica y conceptual para enriquecer uranio a nivel país. La cantidad y el grado de enriquecimiento del uranio queda fijado por la demanda de los reactores a abastecer.

Como ejemplo un PWR típico cuya generación eléctrica es de 1000 MWe, con una eficiencia típica del ciclo térmico de 33 % y emplea combustibles que tienen un enriquecimiento que oscila

1.1. ENRIQUECIMIENTO DE URANIO Y SU NECESIDAD PARA LOS REACTORES NUCLEARES

entre 3 % y 4 %. Ahora empleando una regla aproximada y para los PWR que establece que por cada % de enriquecimiento se tiene un quemado de $10000MWdia/tonU$ y asumiendo un enriquecimiento del 4 %, se tiene que el quemado de extracción de dicho combustible es de $40000MWdia/tonU$. Por lo que para un año de operación del reactor, y asumiendo que está disponible durante todo el año (factor de carga del 100 %), el mismo habrá consumido una masa de uranio ($m_{U_{consumido}}$):

$$m_{U_{consumido}} = \frac{1000MW \cdot 365dia}{0,33 \cdot 40000MWdia/tonU} = 27,65 \frac{tonU}{año}$$

Si asumimos que dicho consumo debe ser compensado en el mismo año por la planta de enriquecimiento y que dicha planta opera las 24 hs durante todo el año. El caudal de producción ($m_{U_{producido}}$) que dicha planta debe tener es de:

$$m_{U_{producido}} = \frac{27,65tonU}{365dia} \cdot 1,01 = 0,076 \frac{tonU}{dia}$$

Donde el factor 1.01, tiene que ver con pérdidas típicas durante el proceso de producción del combustible a partir del producto obtenido de la planta de enriquecimiento. Como se verá en breve, el compuesto utilizado durante el proceso de enriquecimiento es el UF_6 (Hexafluoruro de Uranio) y por lo tanto el caudal debe ser expresado en términos de dicho compuesto, mediante la utilización de relaciones estequiométricas. Con lo cual se obtiene que la producción (P) de ser:

$$P_{PWR} = 0,076 \frac{tonU}{dia} \cdot 1,48 \frac{tonUF_6}{tonU} = 0,113 \frac{tonUF_6}{dia} = 319,54 \frac{molUF_6}{dia} = 41,25 \frac{tonUF_6}{año}$$

El mismo cálculo se puede efectuar para un PHWR, que para el cálculo se tomará Atucha 1 cuya potencia eléctrica de generación es de 368 MWe, con una eficiencia en el ciclo térmico de 31,21 % y un quemado de sus EC de $11000MWd/tonU$. Cabe aclarar que este es el quemado para los elementos combustibles de Atucha 1 cuando utilizan ULE (a 0.85 % enriquecimiento), por lo que la producción debe ser:

$$P_{PHWR} = 0,107 \frac{tonU}{dia} \cdot 1,48 \frac{tonUF_6}{tonU} = 0,160 \frac{tonUF_6}{dia} = 449,9 \frac{molUF_6}{dia} = 58,03 \frac{tonUF_6}{año}$$

Como es de esperar en el proceso de producción del material enriquecido, se necesita materia prima que debe alimentar a la planta (F) y se obtiene como residuo de dicho proceso el material empobrecido en dicho isótopo (W). La cantidad de material a alimentar (F) la planta se calcula mediante un balance de masa que engloba a toda la planta y de igual manera se calcula la cantidad de material empobrecido (W). Las ecuaciones de balance se presentan en el capítulo (2).

1.2. Conversión del Uranio a Hexafluoruro de Uranio

El uranio en la naturaleza se encuentra generalmente en estado sólido formando diferentes óxidos; pero para poder realizar el proceso de enriquecimiento del mismo, además de purificar el uranio se le debe realizar una transformación química con el fin de obtener un compuesto el cual en su estado gaseoso sea compatible con procesos industriales, tal es el caso del Hexafluoruro de Uranio (UF_6). En particular se utiliza el flúor porque se necesita que el otro átomo que conforma el compuesto gaseoso no tenga una variedad de isótopos estables que pueden disminuir o dificultar el proceso separativo de los isótopos del Uranio. Por otra parte como se puede ver en la figura (1.2.1), el UF_6 puede estar en estado gaseoso en condiciones razonables para una planta industrial.

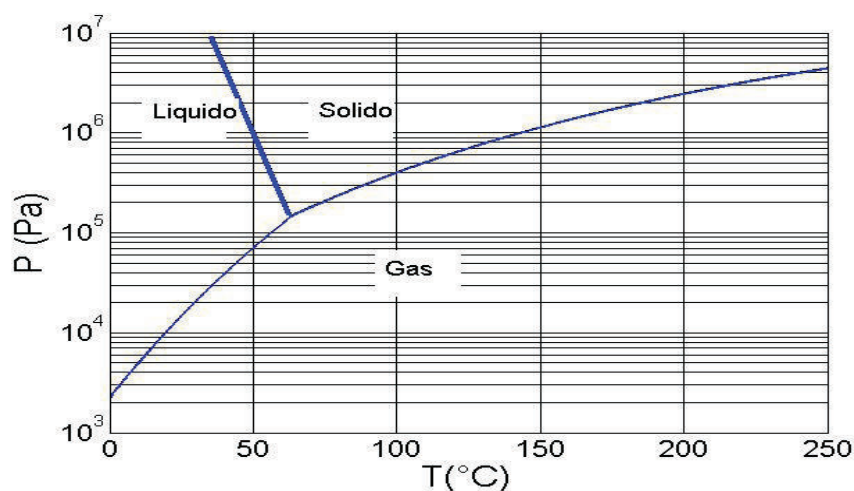


Figura 1.2.1: Diagrama de Fases del Hexafluoruro de Uranio

Sin embargo dicho compuesto, agrega complicaciones tecnológicas que se deben tener en cuenta en el diseño de la planta de enriquecimiento debido a su alta reactivad química. Además se debe asegurar que durante el proceso de enriquecimiento del mismo no se produzca un cambio de fase para evitar el daño permanente o la disminución de la vida útil de los diferentes equipos que conforman la planta.

1.3. Breve descripción de los Procesos de Enriquecimiento más relevantes

Los primeros desarrollos en los procesos de enriquecimiento de uranio en escalas significativas fueron realizados por los Estados Unidos de Norteamericana en el marco del proyecto Manhattan. El método utilizado en aquel entonces fue el de separación isotópica mediante la utilización de campos electromagnéticos. Pero en la actualidad dicho método de separación ha sido dejado en desuso para fines industriales, debido a que es un método que consume

1.4. BREVE DESCRIPCIÓN DEL FRENTE DEL CICLO COMBUSTIBLE DEL URANIO

alta energía y los materiales para la fabricación de los dispositivos separativos tienen un costo elevado y baja escala de producción.

En la actualidad los procesos de enriquecimiento de uranio usados en escala industrial son dos, difusión gaseosa, ultracentrífugas. Tiempo atrás se empleó procesos de separación aerodinámicos (ejemplos de este proceso son el “Jet Nozzel” o el Vortex).[2]

La difusión gaseosa se basa en utilización de membranas permeables para separar las moléculas gaseosas de diferente peso molecular del Hexafluoruro de uranio, dicha separación se lleva a cabo cuando el gas es forzado a atravesar dicha membrana, esto produce una ligera separación entre los isótopos ya que en dicho proceso, la molécula con el isótopo más liviano tiene mayor probabilidad para atravesar dicha membrana. Esta tecnología también fue desarrollada en el ámbito del proyecto Manhattan y sigue en aplicación en la actualidad (ejemplos de ello es la planta en Paducah EE.UU., Tricastin en Francia y Pilcaniyeu en Argentina).

La utilización de las ultracentrífugas para el enriquecimiento de uranio, hace uso de la fuerza centrífuga y la diferencia de masa en las moléculas de UF_6 . Este método fue originalmente desarrollado por la Ex Unión Soviética a principio de la década del 50. Actualmente este método ha alcanzado madurez industrial y se ha convertido en el método elegido por los productores de uranio enriquecido para sus próximas instalaciones.

El proceso de separación aerodinámico, se basa en la difusión provocada por gradientes de presión, tal como en el proceso del gas centrifugado. La obtención de las fuerzas centrífugas se consigue por una dilución de UF_6 , con hidrógeno o helio como gas de transporte que alcanza una mayor velocidad de flujo de la que se obtendría si se utilizara Hexafluoruro de uranio puro.

Un proceso que aún está en desarrollo para escala industrial es el proceso de separación isotópica mediante la utilización de LASER. Dicho proceso tiene dos posibles métodos:

AVLIS (del Inglés Atomic Vapor Laser Isotope Separation) es un método en el que se utilizan láseres especialmente ajustados para separar isótopos de uranio, mediante la selectiva ionización en transiciones hiperfinas. La técnica utiliza láseres que están ajustados a frecuencias que ionizan los átomos de U^{235} pero no otros. El U^{235} con carga de iones positivos es entonces atraído a una bandeja cargada negativamente y recogido.

Un segundo método de separación por láser se conoce como Separación molecular de isótopos por láser: MLIS, (del inglés Molecular Laser Isotope Separation o separación de isótopos de vapor atómico por láser). En este método, un láser de infrarrojos es dirigido al gas de Hexafluoruro de uranio, excitando las moléculas que contienen un átomo de U^{235} . Un segundo láser libera un átomo de flúor, extrayendo el pentafluoruro de uranio que precipita desde el gas.

1.4. Breve descripción del frente del ciclo combustible del Uranio

En esta sección se describirá de forma simplificada los distintos pasos que atraviesa el uranio desde que sale de la mina hasta que ingresa a un reactor nuclear. A esto se lo conoce

1.4. BREVE DESCRIPCIÓN DEL FRENTE DEL CICLO COMBUSTIBLE DEL URANIO

como el frente del ciclo combustible del Uranio. Como es de esperar el primer paso es extraer y purificar el mineral de la mina, el material así obtenido está en la forma de U_3O_8 (que se conoce como Yellow Cake). Luego el U_3O_8 se debe convertir en UF_6 o UO_2 , según el Reactor requiera o no enriquecer al uranio.

Para el caso donde se produzca la conversión a UF_6 , posteriormente a este paso el Uranio enriquecido debe transformarse a UO_2 para la fabricación del elemento combustible que se ingresará posteriormente al reactor para su utilización.

Para el caso en el cual, el Uranio no requiere ser enriquecido el paso siguiente a la conversión de U_3O_8 a UO_2 es la fabricación del elemento combustible.

Un elemento combustible (EC) para un reactor de potencia, consiste generalmente en pastillas cerámicas de UO_2 que se introducen en vainas de Zircaloy (Aleación de circonio), las cuales impiden el contacto del agua con el UO_2 , ya que el mismo es altamente reactivo con el agua en ciertas condiciones de P y T. Además dichas vainas cumplen otra función, que es la de contener los productos de fisión generado durante la utilización del EC. Dichas vainas deben tener un soporte estructural, el cual lo constituyen: los separadores, los soportes en los extremos del conjunto de vaina y los demás elementos estructurales que son necesarios para mantener la integridad estructural de dicho elemento combustible.

Capítulo 2

Teoría de cascada

La separación isotópica de un elemento, puede ser llevada a cabo gracias a la variación de las propiedades físicas y químicas de la sustancia debido a la diferencia de masa de los isótopos a separar. Este fenómeno de separación isotópica es utilizado industrialmente para incrementar la concentración del isótopo de interés en una sustancia dada. Este proceso es conocido como enriquecimiento. Generalmente el efecto de separación es muy pequeño, por lo que es necesario repetir el proceso un gran número de veces hasta obtener la concentración deseada. En el presente capítulo se desarrolla la teoría necesaria para abordar el enriquecimiento. Esta teoría está restringida a procesos continuos de mezcla binaria de isótopos. Dicha teoría nos permite calcular para cualquier proceso en estado estacionario, el número de etapas requeridas para obtener, a partir de un dado caudal de alimentación (F [mol/hr]) cuya concentración molar en el isótopo de interés (U^{235} para el U) es N_F un caudal de material (P [mol/hr]) enriquecido de concentración N_P y un caudal de material empobrecido (W [mol/hr]) cuya concentración es N_W . El valor de N_F esta fijado por la concentración del isótopo de interés en el material en la naturaleza (que para el Uranio es $N_F = 0,00711$) . Por otra parte la concentración del uranio empobrecido N_W obtenido como descarte del proceso de enriquecimiento se establece a través de una optimización económica entre el costo del uranio y el costo de producción de la planta de enriquecimiento, el valor típico obtenido por esta optimización es aproximadamente $N_W = 0,0025$.

Además esta teoría nos permite calcular parámetros característicos del proceso, que junto con la tecnología de separación permiten determinar el tamaño y la energía requerida por la planta, lo cual es importante a tener en cuenta en la evaluación económica del costo de enriquecimiento del producto. Usualmente la concentración está expresada en fracción molar N del isótopo de interés. Algunas veces es conveniente usar la abundancia relativa R definida por:

$$R = \frac{N}{1 - N} \quad (2.0.1)$$

2.1. Terminología

Un elemento de separación es la unidad más pequeña de una planta de enriquecimiento, en el cual el material alimentado es fraccionado en dos caudales llamadas “*cabeza*” el cual esta enriquecido en el isótopo de interés (incrementado su concentración con respecto al material alimentado a la etapa) y “*cola*” el cual está empobrecido en dicho isótopo (se ha disminuido la concentración del isótopo de interés respecto a la concentración de alimentación del elemento). Una “*etapa*” está constituida por uno o más elementos separativos conectados en paralelo, en todos los elementos de una etapa, la alimentación tiene la misma concentración lo cual también es válido para la cabeza y cola de cada elemento.

Para alcanzar la concentración deseada del isótopo de interés se conecta varias etapas en serie, este arreglo es conocido como “*cascada*”. Hay distintos tipos de arreglos de cascadas, el más simple de ellos es con la cabeza de cada etapa alimentar la siguiente y la cola de cada etapa es residuo del proceso, es decir las colas de cada etapa no son reinyectadas (a este arreglo se lo denomina “*cascada simple*”). En este esquema de cascada si bien el arreglo es simple hay un gran desperdicio de material, por lo que no es de aplicación industrial.

Generalmente en las plantas de enriquecimiento se utiliza la cascada con un esquema a contracorriente, el cual consiste en reinyectar o reciclar la cola de cada etapa en algún punto o etapa anterior en la cascada y la cabeza de cada etapa alimenta a la siguiente. Se denomina “*cascada a contracorriente simétrica*” a aquella en la cual la cola de cada una de las etapas es reciclada a la etapa inmediatamente anterior a ella, mientras que la cabeza alimenta a la etapa inmediatamente posterior. En el caso en el cual el esquema de realimentación difiera del impuesto en la cascada simétrica, la cascada se denominara asimétrica, es decir la cola de cada etapa es realimentada; pero no a la etapa contigua anterior, lo mismo ocurre para la cabeza de cada etapa. Este último esquema es útil cuando la separación isotópica de cada etapa depende del “*corte*”. Las ecuaciones acá enunciadas también pueden ser consultadas en las bibliografía [2], [3] y [4].

2.2. Ecuaciones de la etapa separativa

En esta sección se obtienen las ecuaciones relevantes para una etapa separativa (ver fig.(2.2.1)):

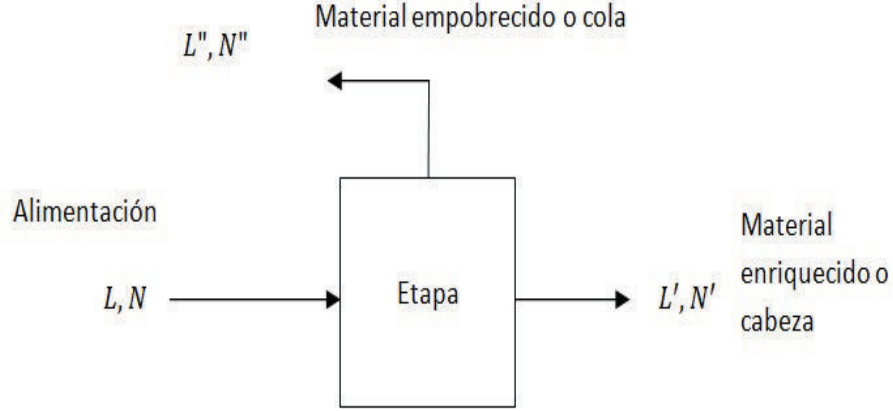


Figura 2.2.1: Etapa Separativa

Para una dada etapa de una cascada en estado estacionario, con un caudal molar de alimentación L y cuya concentración N . Se obtiene una cabeza cuyo caudal es L' de concentración $N' > N$ y una cola con L'' de concentración $N'' < N$ (Donde para la etapa se cumple el balance de moles $L' + L'' = L$). Siendo el *corte* de la etapa $\theta = L'/L$, se tiene que:

$$L'' = (1 - \theta) L \quad (2.2.1)$$

Se define como “*factor de separación*” de la etapa “ q ” como:

$$q = \frac{R'}{R''} = \frac{\frac{N'}{1-N'}}{\frac{N''}{1-N''}} \quad (2.2.2)$$

El cual determina el cambio de concentración en cada etapa. Para la mayoría de los procesos de separación isotópica q es independiente de la composición isotópica; pero puede depender del corte.

El “*factor de enriquecimiento*” de la etapa α se define como:

$$\alpha = \frac{R'}{R} = \frac{\frac{N'}{1-N'}}{\frac{N}{1-N}} \quad (2.2.3)$$

También se usara el término “*ganancia de separación*” g definido como:

$$g = q - 1 \quad (2.2.4)$$

Y además el término “*ganancia de enriquecimiento*” ϵ :

$$\epsilon = \alpha - 1 \quad (2.2.5)$$

De donde se pueden deducir las siguientes relaciones expresadas en fracciones molares:

$$N' - N'' = g N'' (1 - N') \quad (2.2.6)$$

$$N' - N = \epsilon N (1 - N') \quad (2.2.7)$$

Es fácil ver que

$$\frac{q}{\alpha} = \frac{R}{R''} \quad (2.2.8)$$

Utilizando las ecuaciones anteriores y expresándolas en fracción molar se obtienen las siguientes relaciones:

$$N' = \frac{q N''}{1 - N'' + q N''} = \frac{\alpha N}{1 - N + \alpha N} \quad (2.2.9)$$

$$N'' = \frac{N'}{(1 - N') q + N'} = \frac{\alpha N}{1 - N + \alpha N} \quad (2.2.10)$$

$$N = \frac{N'}{(1 - N') \alpha + N'} = \frac{q N''}{(1 - N'') \alpha + q N''} \quad (2.2.11)$$

Ahora por conservación de “*masa*” (si bien se está utilizando caudales y fracciones de concentraciones molares, al no intervenir reacciones químicas en la cascada el principio de conservación de masa es equivalente a conservar el número de moles), tanto total como por el isótopo de interés se tiene que:

$$L = L' + L'' \quad (2.2.12)$$

$$N L = N' L' + N'' L'' \quad (2.2.13)$$

Donde utilizando la definición de corte tenemos que:

$$N = \theta N' + (1 - \theta) N'' \quad (2.2.14)$$

A partir de lo cual con las ecuaciones ec.(2.2.6), ec.(2.2.7) y ec.(2.2.14) Se obtiene una relación entre ϵ y g

$$\epsilon = (1 - \theta) \frac{g N''}{N} = \frac{(1 - \theta) g}{1 + g (1 - N')} \quad (2.2.15)$$

En este punto se puede recurrir a distintos tipos de aproximaciones, según sea el caso a tratar. Por ejemplo la aproximación de muy bajas concentraciones (N' , N'' , $N \ll 1$), nos simplifica la definición de q y α , despreciando los términos $(1 - N)$, $(1 - N')$, $(1 - N'')$. Otra aproximación muy utilizada es el llamado “caso infinitesimal” la cual es válida para $g \ll 1$ y $\epsilon \ll 1$ o que q y α sean cercanos a la unidad, que recurriendo a la definición de los mismos

2.3. ECUACIONES PARA UNA CASCADA A CONTRACORRIENTE SIMÉTRICA

nos da que $N \cong N' \cong N''$. Obteniendo como resultado las siguientes ecuaciones:

$$N' - N'' = g N (1 - N) \quad (2.2.16)$$

$$N' - N = \epsilon N (1 - N) \quad (2.2.17)$$

$$\epsilon = g (1 - \theta) \quad (2.2.18)$$

y además el valor del corte es aproximadamente:

$$\theta \approx 0,5 \quad (2.2.19)$$

2.3. Ecuaciones para una cascada a contracorriente simétrica

En esta sección se plantea las distintas ecuaciones necesarias para la completa resolución de las cascadas a contra corriente simétricas(ver fig.2.3.1):

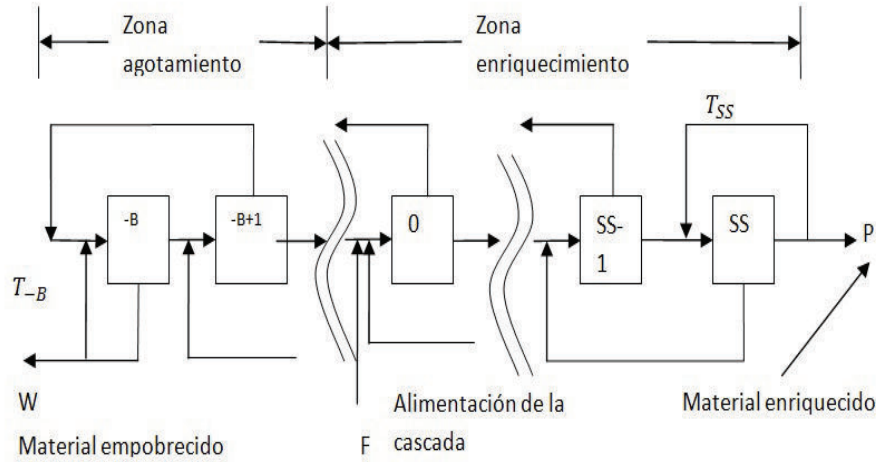


Figura 2.3.1: Esquema del arreglo de una cascada a contracorriente simétrica con recirculación en los puntos de extracción del material enriquecido (P) y el material empobrecido(W).

Si se considera que la cascada es alimentada con un caudal molar F cuya concentración es N_F , del cual se obtiene un caudal de material enriquecido o producto P de concentración N_P y material empobrecido o residuo W de concentración N_W . Estos parámetros son llamados “parámetros externos” de la cascada. Estos parámetros están relacionados a través de la conservación de masa entre los puntos de alimentación y extracción de la cascada. Es decir:

$$F = W + P \quad (2.3.1)$$

2.3. ECUACIONES PARA UNA CASCADA A CONTRACORRIENTE SIMÉTRICA

$$N_F F = N_W W + N_P P \quad (2.3.2)$$

De donde es posible y útil expresar los caudales F y W en función de los restantes parámetros externos.

$$F = P \frac{N_P - N_W}{N_F - N_W} \quad (2.3.3)$$

$$W = P \frac{N_P - N_F}{N_F - N_W} \quad (2.3.4)$$

Ahora planteando un volumen de control en la zona de enriquecimiento de la cascada (fig.(2.3.1) y fig(2.3.2)) después de una etapa genérica “ s ” y hasta la última etapa de dicha zona (“ SS ”). La conservación de material total y del isótopo de interés da que:

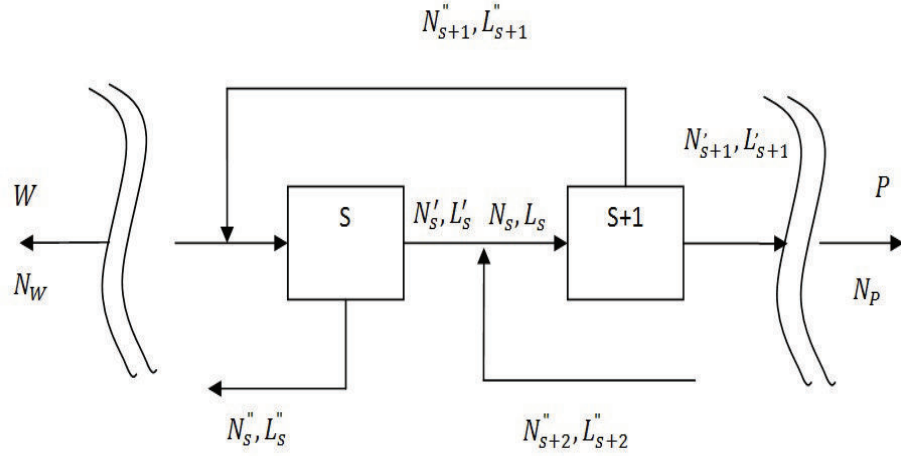


Figura 2.3.2: Esquema de dos etapas consecutivas en una cascada simétrica o contracorriente.

$$\theta_s L_s - (1 - \theta_{s+1}) L_{s+1} = P \quad (2.3.5)$$

$$\theta_s L_s N'_s - (1 - \theta_{s+1}) L_{s+1} N''_{s+1} = P N_P \quad (2.3.6)$$

Aplicando el mismo procedimiento para la zona de empobrecimiento de la cascada se tiene que:

$$\theta_{-b} L_{-b} - (1 - \theta_{-b+1}) L_{-b+1} = -W \quad (2.3.7)$$

$$\theta_{-b} L_{-b} N'_{-b} - (1 - \theta_{-b+1}) L_{-b+1} N''_{-b+1} = -W N_W \quad (2.3.8)$$

2.3. ECUACIONES PARA UNA CASCADA A CONTRACORRIENTE SIMÉTRICA

Donde para las etapas de la zona de agotamiento se las numera con números enteros negativos. Las zonas de agotamiento y enriquecimiento tienen como punto en común la etapa 0, que es además donde se alimenta la cascada. Por lo tanto los subíndices “s” y “b” se utilizan para enumerar las etapas de la zona de enriquecimiento y agotamiento de la cascada. Por último para definir en forma completa la cascada se debe aplicar el balance de masa en los puntos de alimentación y extracción del material enriquecido y empobrecido. De donde se obtiene, para la última etapa de la zona de agotamiento:

$$T_{-B} + W = L''_{-B} \quad (2.3.9)$$

Donde T_{-B} es el caudal que se recircula de la cola de la última etapa de la zona de agotamiento(ver Figura (2.3.1)). Donde con el subíndice -B se hace referencia a la última etapa de la zona de agotamiento de la cascada, tomando como punto de referencia la etapa de alimentación. En la etapa de alimentación de la cascada:

$$F + \theta_{-1} L_{-1} - (1 - \theta_0) L_0 = P \quad (2.3.10)$$

$$F + \theta_{-1} L_{-1} N'_{-1} - (1 - \theta_0) L_0 N''_0 = P N_P \quad (2.3.11)$$

Y en la última etapa de enriquecimiento:

$$T_{SS} + W = L''_{SS} \quad (2.3.12)$$

Donde con el subíndice SS se simboliza a la última etapa de la zona de enriquecimiento de la cascada. De la ecuación (2.3.6) se puede obtener:

$$N'_s - N''_{s+1} = \frac{P (N_P - N'_s)}{(1 - \theta_{s+1}) L_{s+1}} \quad (2.3.13)$$

Esta se puede reescribir, reemplazando N''_{s+1} en función de N'_{s+1} y g, lo cual resulta en:

$$N'_{s+1} - N'_s = \frac{g N'_{s+1} (1 - N'_{s+1})}{1 + g (1 - N'_{s+1})} - \frac{P (N_P - N'_s)}{L_{s+1} (1 - \theta_{s+1})} \quad (2.3.14)$$

Y para la zona de agotamiento se obtiene análogamente:

$$N'_{-b+1} - N'_{-b} = \frac{g N'_{-b+1} (1 - N'_{-b+1})}{1 + g (1 - N'_{-b+1})} - \frac{W (N'_{-b} - N_W)}{L_{-b+1} (1 - \theta_{-b+1})} \quad (2.3.15)$$

Estas dos expresiones junto con las ecuaciones para la etapa y los parámetros globales, permiten el cálculo de toda la cascada. En estas ecuaciones se puede ver dos términos, el primero depende de la tecnología de separación isotópica utilizada en la etapa a calcular e incrementa el enriquecimiento logrado entre etapas consecutivas, el segundo término disminuye el enriquecimiento obtenido entre dos etapas consecutivas y depende del caudal de cola que se recircula (L'') y el caudal de producto (P) o material empobrecido (W), dependiendo esto

2.3. ECUACIONES PARA UNA CASCADA A CONTRACORRIENTE SIMÉTRICA

si se esta en la zona de agotamiento o enriquecimiento de la cascada.

A estas ecuaciones se le puede aplicar la aproximación infinitesimal lo cual nos da:

$$N'_{s+1} - N'_s = g N'_{s+1} (1 - N'_{s+1}) - \frac{P (N_P - N'_s)}{L_{s+1} (1 - \theta_{s+1})} \quad (2.3.16)$$

$$N'_{-b+1} - N'_{-b} = g N'_{-b+1} (1 - N'_{-b+1}) - \frac{W (N'_{-b} - N_W)}{L_{-b+1} (1 - \theta_{-b+1})} \quad (2.3.17)$$

Recordando que en el caso infinitesimal se cumple $N \cong N' \cong N''$, si dividimos el término de la izquierda de las ecuaciones anteriores por $s+1-s$, $-b+1+b$ según corresponda se llega a la expresión de la derivada de la concentración a lo largo de la cascada en las secciones de enriquecimiento y agotamiento de la misma:

$$\frac{dN}{ds} = g N (1 - N) - \frac{P (N_P - N)}{L''(s)} \quad (2.3.18)$$

$$\frac{dN}{db} = g N (1 - N) - \frac{W (N - N_w)}{L''(b)} \quad (2.3.19)$$

Para resolver esta ecuación diferencial se necesita saber el L'' en función de “s” o “b”. El caso infinitesimal tiene aplicación práctica para el caso en el cual la cascada de enriquecimiento se arma con elementos separativos que realizan el efecto separativo mediante difusión gaseosa.

En cambio para el caso de enriquecimiento con centrifuga, por los valores de factor de separación alcanzados ($q > 1,3$) se debe utilizar la ecuación general. Para tener una mejor idea de cuándo es válida la aproximación infinitesimal se puede ver la fig.(2.3.3):

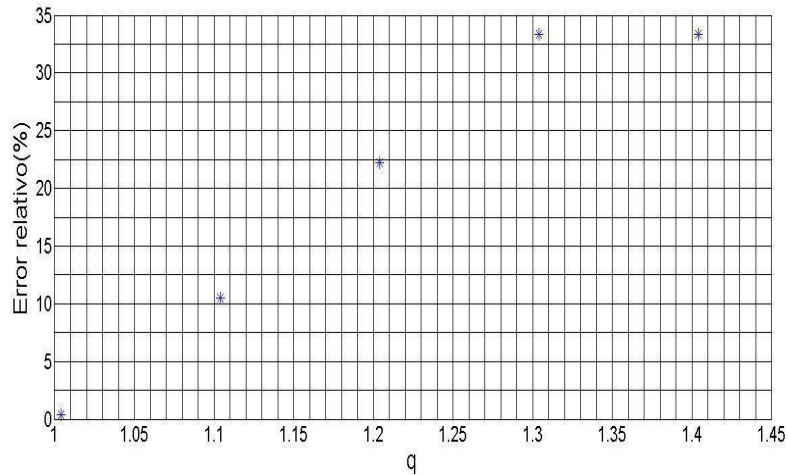


Figura 2.3.3: Error cometido en el cálculo de número de etapas a partir de tener o no en cuenta la aproximación infinitesimal. Y la expresión sin aproximar para una cascada de corte constante e igual a 0.5.

Donde se puede observar que la aproximación infinitesimal es válida con un error razon-

ablemente chico (alrededor de un 2.5 %) para $q \leq 1.03$. Para $q > 1.03$ se tiene que el error cometido empieza a mantenerse relativamente constante, esto es debido a que para los valores elevados de q el número de etapas disminuye notablemente, produciendo que el error porcentual en el calculo del número de etapas sea alto, sin embargo manteniendo dicho error en un valor constante.

Por último de las ecuaciones anteriormente enunciadas tanto para el caso infinitesimal como para el caso general, se pueden plantear dos casos. El primero es cuando la cascada opera en recirculación total en los extremos de la cascada, es decir no hay generación de producto ni de material empobrecido. Se obtiene de esta manera el máximo gradiente. El segundo es imponer una condición en que la concentración del isótopo de interés de las corrientes de cola y cabeza que confluyen en la alimentación de cualquier etapa genérica, sean iguales para evitar el remezclado. Para cumplir con la misma se debe imponer unas condiciones en el corte y caudal de cada etapa. Este segundo caso da origen a la cascada ideal y las condiciones a imponer serán dadas en la siguiente sección.

2.4. Cascada Ideal

Como ya se dijo la cascada ideal es aquella en donde las corrientes de cabeza y cola que coinciden en cualquier etapa, no tienen remezclado. Para que esta condición se cumpla se deben imponer restricciones a los valores del corte y el caudal a lo largo de la cascada. Cuando estas restricciones son impuestas en la cascada, no hay pérdida de “trabajo separativo” realizado en cada etapa. Entonces la suma de los caudales que alimentan a cada etapa es un mínimo, por lo que el tamaño de planta y el consumo de energía también lo es. Debido a esto se usará como referencia para definir la eficiencia de la cascada, al no tener pérdidas de “trabajo separativo” su eficiencia es la máxima obtenible para un dado nivel de producción y enriquecimiento. Imponiendo las condiciones de no remezclado $R''_s = R'_s = R_s$ (o $N''_s = N_s = N$). Se obtiene las siguientes ecuaciones, para el corte:

$$\theta_s = \frac{N_s - N''_s}{N'_s - N''_s} \quad (2.4.1)$$

Donde dicha ecuación se puede deducir a partir de la ecuación (2.2.14) y para el factor de enriquecimiento se tiene que (se puede deducir a partir de las ecuaciones (2.2.3) y (2.2.8)):

$$\alpha = \sqrt{q} \quad (2.4.2)$$

Con lo que el corte se puede reescribir como:

$$\theta_s = \frac{1 + \alpha R_s}{(1 + \alpha)(1 + R_s)} \quad (2.4.3)$$

Donde utilizando la ecuación (2.3.13), se obtiene:

$$L_s = \frac{P(N_P - N''_s)}{\theta_s(N'_s - N''_s)} = \frac{(1 + \alpha)P(N_P - N_s)}{(1 + \alpha)N_s(1 - N_s)} \quad (2.4.4)$$

$$L_s = \frac{P(N_P - N''_{-b})}{\theta_s(N'_{-b} - N''_{-b})} = \frac{(1 + \alpha)W(N_P - N_{-b})}{(1 + \alpha)N_{-b}(1 - N_{-b})} \quad (2.4.5)$$

La inaplicabilidad de la cascada ideal en un proceso industrial de separación isotópica, viene dado por la variación del caudal de alimentación de cada etapa, lo que conlleva a equipos de diferentes tamaños que se adecuan al caudal requerido para cumplir la condición de idealidad. Este requerimiento de equipos de diferentes tamaños para cada etapa repercute en la complejidad de la planta y en el inventario de repuestos necesarios a tener en la planta para remplazar una etapa que no llegara a funcionar de forma correcta. Por todo esto la cascada ideal se toma como referencia para el diseño de otro tipos de cascadas.

2.5. Definiciones de Transporte, Transporte Neto, Unidad de Trabajo separativo (UTS o SWU) y eficiencia

Se define Transporte (τ) como el flujo del isótopo de interés en la cascada, y se obtiene como la diferencia entre los flujos del isótopo de interés entre dos etapas consecutivas, entonces para la zona de enriquecimiento:

$$\tau = P N_P \quad (2.5.1)$$

Mientras que para la zona de agotamiento

$$\tau = -W N_W \quad (2.5.2)$$

Por lo que se puede escribir para cada etapa, a partir de las ecuaciones (2.3.6) y (2.3.8) respectivamente:

$$\tau - P N'_s = (N'_s - N''_{s+1}) L''_{s+1} \quad (2.5.3)$$

$$W N'_{-b} + \tau = (N'_{-b} - N''_{-b+1}) L''_{-b+1} \quad (2.5.4)$$

Definiendo ahora el transporte neto por unidad de caudal de cola (f) de la etapa correspondiente, como:

$$f = (N'_s - N''_{s+1}) \quad (2.5.5)$$

$$f = (N'_{-b} - N''_{-b+1}) \quad (2.5.6)$$

Con estas definiciones se puede reescribir las ecuaciones (2.3.16) y (2.3.17) en función de f :

$$N'_{s+1} - N'_s = \frac{g N'_{s+1} (1 - N'_{s+1})}{1 + g (1 - N'_{s+1})} - f \quad (2.5.7)$$

$$N'_{-b+1} - N'_{-b} = \frac{g N'_{-b+1} (1 - N'_{-b+1})}{1 + g (1 - N'_{-b+1})} - f \quad (2.5.8)$$

De estas ecuaciones se puede ver dos casos extremos, cuando $f = 0$ el enriquecimiento por etapa en la cascada es máximo, es el caso de extracción nula en la cascada. El segundo caso se da cuando el enriquecimiento entre dos etapas consecutivas es nulo, lo cual nos lleva a que :

$$f = f_{max} = \frac{g N'_{s+1} (1 - N'_{s+1})}{1 + g (1 - N'_{s+1})} \text{ ó } = \frac{g N'_{-b+1} (1 - N'_{-b+1})}{1 + g (1 - N'_{-b+1})} \quad (2.5.9)$$

según en que zona de la cascada uno se encuentre. Por lo que finalmente se puede decir que:

$$N'_{s+1} - N'_s = f_{max} - f \quad (2.5.10)$$

$$N'_{-b+1} - N'_{-b} = f_{max} - f \quad (2.5.11)$$

De esta ecuación se desprende que se debe buscar un óptimo entre el transporte de material a lo largo de la cascada y el enriquecimiento alcanzado en cada etapa, para encontrar este óptimo se define el trabajo separativo como:

$$E = (N'_{s+1} - N'_s) (f L''_{s+1}) = (f_{max} - f) (f L''_{s+1}) \quad (2.5.12)$$

Entonces maximizando el trabajo separativo se obtiene el óptimo. En términos de f , el máximo se da cuando:

$$f_{Opt} = \frac{f_{max}}{2} \quad (2.5.13)$$

$$E_{max} = \frac{f_{max}^2}{4} L''_{s+1} \quad (2.5.14)$$

Donde el máximo trabajo separativo depende de la concentración, para eliminar esta dependencia se define el poder separativo como:

$$\delta U = \frac{E}{\left(\frac{g N'_{s+1} (1 - N'_{s+1})}{1 + g (1 - N'_{s+1})}\right)^2} = \frac{(f_{max} - f) (f L''_{s+1})}{\left(\frac{g N'_{s+1} (1 - N'_{s+1})}{1 + g (1 - N'_{s+1})}\right)^2} \quad (2.5.15)$$

Donde el máximo poder separativo es:

$$\delta U_{max} = \frac{g^2}{4} L''_{s+1} \quad (2.5.16)$$

Con el poder separativo de cada etapa de la cascada se puede calcular las UTS (Unidad

de Trabajo Separativo) instaladas ($\Delta U_{instalado}$), simplemente sumando el poder separativo de todas las etapas. Pero en el caso de haber remezclado en la cascada, las UTS obtenidas ($\Delta U_{obtenido}$) con la cascada es menor a las UTS instaladas. Por esto se define a la eficiencia de una Cascada como :

$$\eta = \frac{\Delta U_{obtenido}}{\Delta U_{instalado}} = \frac{\Delta U_{obtenido}}{\sum_{i=-B}^{SS} \delta U_i} \quad (2.5.17)$$

El cual es el cociente entre el trabajo separativo obtenido por la cascada dividido por la suma de los trabajos separativos de cada etapa considerando que la misma está en una cascada ideal. Para poder evaluar la eficiencia se debe determinar la forma funcional de U, la cual se denomina función valor. El valor de esta se puede calcular asumiendo que:

$$U = L V_{(R)} \quad (2.5.18)$$

Donde V(R) se denomina potencial separativo y L es el caudal molar cuya abundancia relativa es R. Expresando el poder separativo de una etapa (δU) en función de V(R) y los caudales correspondientes:

$$\delta U = L V_{(R')} + (1 - \theta) L V_{(R^n)} - L V_{(R)} \quad (2.5.19)$$

Para obtener la forma funcional de V, se va a realizar los cálculos para una cascada simétrica ideal, lo cual da:

$$\frac{\delta U}{L} = \frac{\alpha R + 1}{(1 + R)(\alpha + 1)} V_{(R\alpha)} + \frac{\alpha (\frac{R}{\alpha} + 1)}{(1 + R)(\alpha + 1)} V_{(\frac{R}{\alpha})} - V_{(R)} \quad (2.5.20)$$

Asumiendo que:

$$(1 + R) V_{(R)} = \phi_{(R)} = F_{(s)} \quad (2.5.21)$$

Reemplazando en ecuación anterior, se obtiene una ecuación en diferencias finitas:

$$F_{(s+1)} + \alpha F_{(s-1)} - (\alpha + 1) F_{(s)} = \frac{\delta U}{L} (\alpha + 1) (R_0 \alpha^s + 1) \quad (2.5.22)$$

cuya solución general es:

$$F_{(s)} = \delta U \frac{(\alpha + 1)}{(\alpha - 1)} s (R_0 \alpha^s - 1) + A \alpha^s + B \quad (2.5.23)$$

De donde se puede obtener V(R), como

$$V_{(R)} = \frac{\delta U}{L} \frac{(\alpha + 1)}{(\alpha - 1)} \frac{(2 \frac{R}{R+1} - 1)}{\ln(\alpha)} \ln\left(\frac{R}{R_0}\right) + A \frac{\frac{R}{R+1}}{R_0} + B \left(1 - \frac{R}{R+1}\right) \quad (2.5.24)$$

Y como por ec.(2.5.18), se tiene que para el caso general:

$$\frac{\delta U}{L} = \frac{(\alpha - 1)}{(\alpha + 1)} \ln(\alpha) \quad (2.5.25)$$

Para evaluar los valores de las constantes A y B se deben fijar dos condiciones de contorno. Como sólo nos interesa los ΔV , las condiciones de contorno son arbitrarias y por simplicidad se elije que $V_{(1)} = V_{(1/\alpha)} = 0$, con lo que se obtiene que:

$$V_{(R)} = (2 \frac{R}{R+1} - 1) \ln(R\alpha) \quad (2.5.26)$$

Si se tiene en cuenta que $R = N/(1 - N)$ y que por lo tanto N se puede poner en función de $R(N = R/(R + 1))$. Se puede expresar la función potencial en función de N como:

$$V_{(N)} = (2N - 1) \ln(\frac{N}{1 - N} \alpha) \quad (2.5.27)$$

Con lo cual se puede obtener las UTS obtenidas de una cascada, utilizando los parámetros globales de la cascada:

$$\Delta U_{obtenido} = P V_{(N_P)} + W V_{(N_W)} - F V_{(N_F)} \quad (2.5.28)$$

Para el caso infinitesimal, las ecuaciones (2.5.25) y (2.5.26) son:

$$\frac{\delta U}{L} = \frac{g^2}{8} \quad (2.5.29)$$

$$V(N) = (2N - 1) \ln(\frac{N}{1 - N}) \quad (2.5.30)$$

Que concuerda con las expresiones deducidas en las bibliografías consultadas[2][3][4]. Por último hay que remarcar que esta definición de eficiencia, toma como referencia a la cascada ideal. Es decir la cascada ideal es la cascada de eficiencia 1 o 100 %, para unos dados parámetros globales. Si bien uno estaría tentado a pensar en la utilización de una cascada ideal para el diseño y/o construcción de una planta de enriquecimiento, sin embargo debido a la variación de caudal al ir de una etapa a otra implicaría una diversificación en el tamaño de los equipos involucrados en cada etapa y esto implicaría un costo de construcción de la cascada muy elevado para el caso que por etapa haya un unico equipo. Por lo que a los fines prácticos la cascada ideal, como anteriormente se dijo sirve sólo como una referencia para cuantificar cuanto trabajo separativo se pierde en una cascada, debido al remezclado.

Para los casos prácticos entonces las cascadas deben tener poca variedad de equipos distintos, eso lleva naturalmente a imponer una condición en los caudales que manejan las etapas que constituyen la cascada. Un ejemplo claro de esto es la cascada cuadrada, la cual impone como condición que las etapas separativas sean alimentadas con un caudal constante e igual en todas las etapas. Otro tipo de cascada que busca reducir la diversificación del tamaño de equipo es aquella en la cual se define zonas de caudal constante dentro de la cascada pero los caudales entre dichas zonas son diferentes, esta aproximación se la denomina cascada escalon-

ada. Si bien ambas cascadas buscan reducir la variedad en el tamaño de equipos requeridos para armar una cascada, se debe tener en cuenta la máxima eficiencia alcanzable con dichos esquemas de cascadas, y con ello definir el rango de aplicación de los mismos. Dicho tema es abordado en detalle en el siguiente capítulo.

2.6. Cascada Simétrica Cuadrada

Como anteriormente se mencionó, esta cascada es aquella en la cual los caudales de alimentación a las etapas separativas que componen la cascada, son iguales y constantes en el total de las etapas separativas. Para obtener esta condición, se debe imponer condiciones particulares al corte de forma tal que cumpla el balance de masa. Las condiciones son:

Para la última etapa de la zona de enriquecimiento

$$\theta_{SS} = 1 - \theta_s + \frac{P}{L} \quad (2.6.1)$$

y para las demás etapas de la zona de enriquecimiento:

$$\theta_s = \frac{1}{2} \left(1 + \frac{P}{L} \right) \quad (2.6.2)$$

Condiciones similares son las requeridas en la zona de agotamiento de la cascada, donde para la etapa de extracción del material empobrecido:

$$\theta_{-B} = 1 - \theta_{-b} - \frac{W}{L} \quad (2.6.3)$$

y para las demás etapas de esta zona de la cascada:

$$\theta_{-b} = \frac{1}{2} \left(1 - \frac{W}{L} \right) \quad (2.6.4)$$

Y por último queda definir el corte para la etapa en la cual se alimenta la cascada, el cual será:

$$\theta_0 = 1 - \theta_{-b} - \frac{W}{L} \quad (2.6.5)$$

Con las condiciones de corte anteriormente expuestas, los parámetros globales fijados y con los datos de la tecnología de separación a utilizar (lo cual define el q) se puede realizar el cálculo y optimización de la cascada cuadrada que alcanzan la máxima eficiencia. En este tipo de cascada el parámetro a variar para encontrar la máxima eficiencia es el caudal de alimentación a cada etapa.

2.7. Cascada Simétrica Escalonada

Como ya se dijo en la sección(2.5), en este tipo de cascadas se definen zonas de diferentes caudales constantes a lo largo de la cascada, y pueden considerarse como cascadas cuadradas

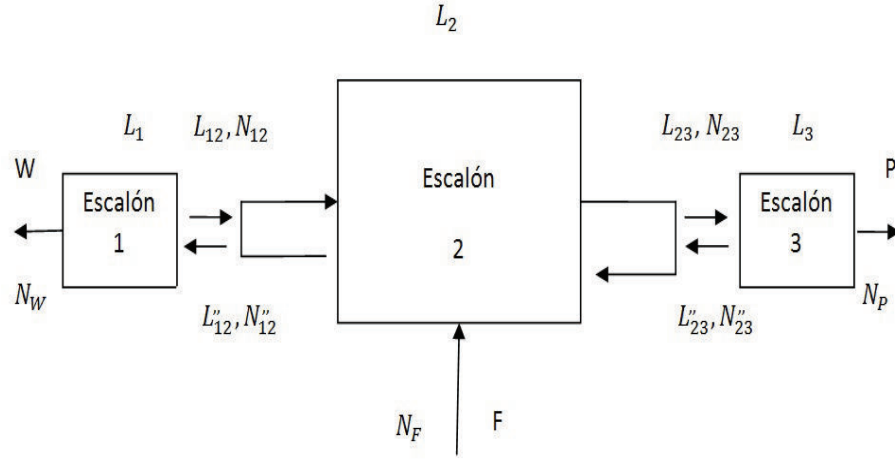


Figura 2.7.1: Esquema de una cascada escalonada. En este caso la cascada es de 3 escalones si $L_2 \neq L_3$ o de 2 escalones si $L_2 = L_3$

conectadas en serie. Como es de esperar, las condiciones de caudal constante implican condiciones a imponer al corte similares a las expuestas en sección Ec.(2.6). Por otro lado para definir las zonas de caudal constante se deben definir las concentraciones de transición, las cuales separan las distintas zonas de caudales constantes. Con lo que los parámetros de optimización de este tipo de cascada son los caudales de cada zona y las concentraciones de transición que delimitan el “tamaño” del escalón.

Por último se va a definir el número de escalones que componen la cascada Escalonada como el número de caudales de alimentación, distintos entre sí, que la componen. Un ejemplo de esto es la fig.(2.7.1), en donde se observan 3 o 2 escalones dependiendo si el caudal de alimentación de los escalones “1” y “3” son iguales o diferentes entre sí. Generalmente los escalones laterales se fijan con caudales iguales. Dichos escalones se ubican uno en cada zona de la cascada, es decir uno en la zona de agotamiento (empobrecimiento) y otro en la zona de enriquecimiento. Por lo tanto el escalón central queda dividido en dos entre las dos zonas y en algún punto del mismo ingresa la corriente de alimentación.

Para obtener la relación de caudales intercambiados por los diferentes escalones, se aplica la conservación del flujo “másico”. Lo cual da:

$$L_{23} - L'_{23} = P \quad (2.7.1)$$

$$L_{12} - L'_{12} = -W \quad (2.7.2)$$

Que fácilmente se puede poner en función de los caudales de alimentación de cada escalón al realizar un balance de masa, entre el punto de transición y el punto de extracción de P o W, según la transición ocurra en la zona de enriquecimiento o agotamiento (empobrecimiento) de

la cascada. Y las expresiones para dichos caudales son:

$$L_{23} = \theta_3 L_3 \quad (2.7.3)$$

$$L''_{23} = \theta_3 L_3 - P \quad (2.7.4)$$

$$L''_{12} = \theta_1 L_1 + W \quad (2.7.5)$$

$$L_{12} = \theta_1 L_1 \quad (2.7.6)$$

Donde los cortes deben ser calculados por (2.6.2) y/o (2.6.4), según corresponda.

Por último el hecho de asumir que los escalones laterales trabajen con igual caudal de alimentación obedece a la necesidad de reducción en la diversificación en el tamaño de los equipos, y este tipo de esquema se utiliza para cascadas con factores de separación muy bajos (donde se puede aplicar la aproximación infinitesimal).

Sin embargo para factores de separación elevados (del orden de $q=1.3$) el esquema de escalonamiento no es necesariamente el mismo, ya que para cada zona de la cascada hay un número acotado de escalones que se pueden acomodar, como máximo al número de etapas.

Capítulo 3

Diseño de cascada

En este capítulo se presenta los resultados obtenidos en las cascadas cuadrada y escalonada (sección (2.3)) cuando se buscó optimizar las mismas para un rango de enriquecimiento no superior al 5 %. La figura de mérito para dicha optimización fue obtener la máxima eficiencia en lo que respecta a trabajo separativo(ec.(2.5.17)).

3.1. Caso infinitesimal

Como ya se dijo anteriormente, cuando el factor de separación es menor a $q \leq 1,01$ se puede optar por la aproximación infinitesimal con un error en el cálculo menor a 2.5 %. Los valores que se obtuvieron en la optimización de estas cascadas se compararon con los valores reportados en [7].

3.1.1. Cascada cuadrada

En el caso infinitesimal, las ecuaciones de enriquecimiento a emplear son ec.(2.3.19) y ec.(2.3.18). Si se resuelve estas ecuaciones diferenciales para el caso de una cascada cuadrada, se tiene que:

$$s = \frac{2}{g \Delta_{(\psi)}} \tanh^{-1} \left[\frac{(N - N_0) \Delta_{(\psi)}}{(N + N_0) (1 + \psi) - 2N N_0 - 2\psi N_P} \right] \quad (3.1.1)$$

$$b = \frac{2}{g \Delta'_{(\psi')}} \tanh^{-1} \left[\frac{(N - N_0) \Delta'_{(\psi')}}{(N + N_0) (1 + \psi') - 2N N_0 - 2\psi' N_W} \right] \quad (3.1.2)$$

Donde

$$\psi = \frac{2P}{gL} \quad (3.1.3)$$

$$\Delta_{(\psi)} = \sqrt{1 + \psi^2 + 2\psi(1 - 2N_P)} \quad (3.1.4)$$

$$\psi' = \frac{-2W}{gL} \quad (3.1.5)$$

$$\Delta'_{(\psi')} = \sqrt{1 + \psi'^2 + 2\psi'(1 - 2N_W)} \quad (3.1.6)$$

Donde si se compara estas soluciones con las obtenidas a partir de las ecuaciones ec.(2.3.17) y ec.(2.3.16), se observó que dicha aproximación es muy buena, según se observa en fig.(3.1.1).

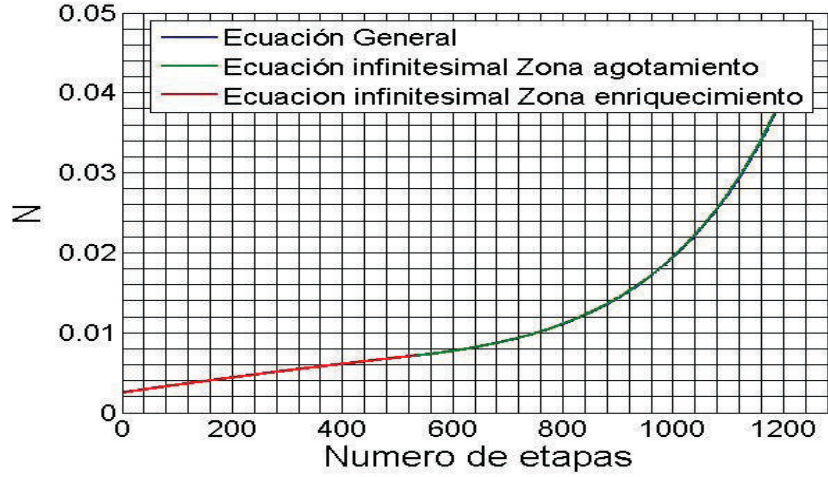


Figura 3.1.1: Comparación de Perfiles de Concentraciones a lo largo de una cascada cuadrada. Calculados con y sin la aproximación infinitesimal ($q = 1,004$, $N_w = 0,0025$, $N_F = 0,00711$, $N_P = 0,04$, $P = 1 \text{ mol/min}$ y $L = 3180,21 \text{ mol/min}$).

Por lo que para la optimización de esta cascada para estos valores de q se puede llevar a cabo utilizando o no la aproximación infinitesimal. Se optó por utilizar dicha aproximación porque para este caso se tiene una expresión explícita de la eficiencia en función del caudal. Dicha expresión es:

$$\eta_{(L)} = \frac{\Delta U_{obtenido}}{\Delta U_{instalado}} = \frac{\Delta U_{obtenido}}{\frac{q^2}{8} L [SS_{(L)} + B_{(L)}]} \quad (3.1.7)$$

Y por lo tanto es claro ver a partir de la ec.3.1.7 que la eficiencia de la cascada cuadrada también va a depender de los parámetros globales; pero dichos valores vienen fijados y por lo tanto se debe optimizar la cascada para unos dados parámetros globales (Como ser N_P , N_W , N_F y P).

Por lo tanto fijando los parámetros globales en $P=1 \text{ mol/min}$, $N_W = 0,0025$, $N_F = 0,00711$ y variando entre $0,01 \leq N_P \leq 0,05$. Se tiene que para un dado valor de enriquecimiento la cascada cuadrada presenta un caudal óptimo que maximiza la eficiencia obtenida por dicha cascada lo cual se puede apreciar en la fig.(3.1.2)

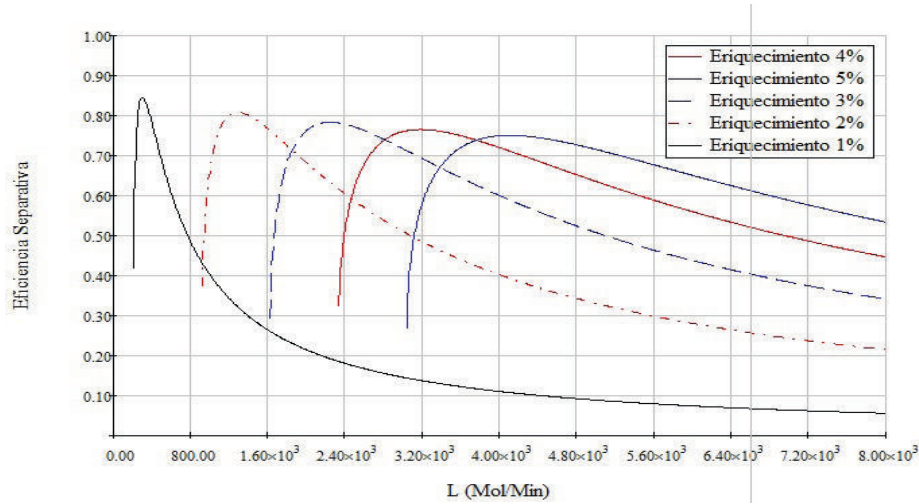


Figura 3.1.2: Eficiencia de la cascada cuadrada en función del caudal de alimentación para varios niveles de enriquecimiento ($q = 1,004$, $N_w = 0,0025$, $N_F = 0,00711$ y $P = 1 \text{ mol/min}$).

Este comportamiento se justifica a partir de tener presente las ecuaciones Ec.(2.5.29) , Ec.(2.3.19) y Ec.(2.3.18), de las cuales se puede deducir que el caudal óptimo es una solución de compromiso entre todas las etapas que componen la cascada, de forma tal que dan el máximo trabajo separativo que pueden alcanzar en dicho esquema, y de forma tal que las etapas trabajen lo más cercano posible a las condiciones que dichas etapas tendrían en una cascada ideal.

Para caudales diferentes al óptimo se tiene una disminución en el trabajo separativo de la cascada. Esto es así porque el trabajo separativo de cada etapa es un compromiso entre el enriquecimiento obtenido y el material transportado por la cascada. Para el caso de un caudal menor al óptimo debido a que el enriquecimiento obtenido por cada etapa disminuye debido a que el término de transporte de material de ec.(2.3.19) y ec.(2.3.18), pesa más. Por otro lado para el caso de un caudal mayor al óptimo, si bien el término de transporte de ec.(2.3.19) y ec.(2.3.18) sigue disminuyendo su peso en comparación con el óptimo, esta disminución es cada vez menos importante porque a estos niveles de caudales lo que realmente se está efectuando es enriquecer material en exceso, para el nivel de material enriquecido producido y además mientras mayor sea el caudal impuesto más alejado del comportamiento ideal esta la cascada. Por lo tanto para caudales mayores al óptimo se necesita instalar mas UTS por dos motivos, el apartamiento de las condiciones de cascada ideal y por enriquecer material en exceso para la cantidad de material enriquecido extraído de dicha cascada.

Por otro lado el hecho de que la eficiencia baje al incrementar el enriquecimiento requerido a la cascada se debe a que al incrementarse el mismo, se incrementa el número de etapas que trabajan en condiciones lejanas a la que estarían en una cascada ideal y además es cada vez mayor el apartamiento a dichas condiciones. esto se puede ver en la fig.(3.1.3):

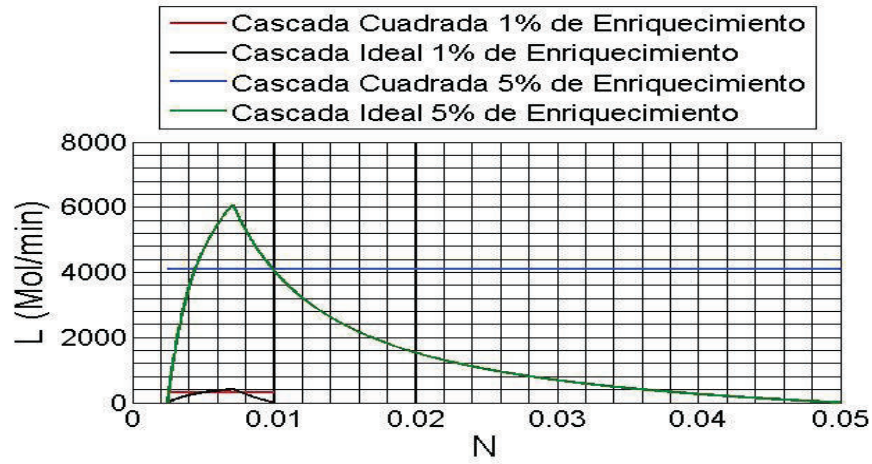


Figura 3.1.3: Caudal de alimentación (L) Vs. concentración (N). Para cascadas ideales y cuadradas para diferentes niveles de enriquecimiento ($q = 1,004$, $N_w = 0,0025$, $N_F = 0,0071$, $N_P = 0,05$ y $P = 1 \text{ mol/min}$).

Por último para independizar el punto óptimo de operación de la cascada cuadrada del nivel de producción, se lo expresa en función a la relación P/L . En la siguiente tabla se presenta los valores para los puntos de optimización encontrados, cuyas eficiencias también pueden ser observados en la figura (3.1.2):

Enriquecimiento (%)	P/L	Eficiencia(%)	SS	B
1	3.33E-6	84,54	140	489
2	7.75E-4	80,80	413	510
3	4.46E-4	78,36	566	523
4	3.14E-04	76,53	672	532
5	2.44E-04	75,07	752	539

Tabla 3.1: Valores óptimos de trabajo para la cascada cuadrada para distintos niveles de enriquecimiento ($q = 1,004$, $N_w = 0,0025$, $N_F = 0,0071$, $0,01 \leq N_P \leq 0,05$ y $P = 1 \text{ mol/min}$).

3.1.2. Cascadas Escalonadas

Con el fin de disminuir aún más el alejamiento de las condiciones de operación de una cascada con respecto a una cascada ideal, se recurre a la cascada escalonada. En este caso, así como en el caso de cascada cuadrada se utilizó como primera aproximación la cascada infinitesimal. La validez de dicha aproximación ya fue demostrada para el caso de una cascada cuadrada y como esta cascada es un arreglo de cascadas cuadradas conectadas en serie, dicha aproximación también es válida para este tipo de cascada.

La expresión de la eficiencia de la cascada va a depender además de los caudales de los distintos escalones de las concentraciones de transición entre cada escalón. Entonces la

3.1. CASO INFINITESIMAL

eficiencia para esta cascada se puede expresar como:

$$\eta_{(L, N_{kl}, N_{mn}, N_{cd}, N_{ab})} = \frac{\Delta U_{obtenido}}{\Delta U_{instalado}} = \frac{\Delta U_{obtenido}}{\frac{g^2}{8} \sum_{i=1}^{i=n} L_i [SS_i(L_i, N_{kl}, N_{mn}) + B_i(L_i, N_{cd}, N_{ab})]} \quad (3.1.8)$$

Donde la sumatoria se extiende a los distintos caudales que maneje la cascada y las concentraciones N_{kl}, N_{mn} y N_{cd}, N_{ab} son las concentraciones de inicio y el fin del escalón de caudal L_i . Como se aclaró para el caso de la cascada cuadrada, la eficiencia también depende de los parámetros globales; pero estos se consideran fijos a los fines de la optimización de la cascada. La optimización se realizó hasta una cascada de hasta 5 escalones o caudales diferentes o tamaños de equipos y para un rango de enriquecimiento que va desde el 1 hasta el 5 % de enriquecimiento del producto requerido ($q = 1,004$, $N_w = 0,0025$, $N_F = 0,00711$ y $P = 1 \text{ mol/hr}$).

Antes de presentar los valores de óptimos encontrados, se puede ver el comportamiento de la eficiencia con respecto a las variables de las cuales depende. Para ello se fija todas las variables, menos una y luego se obtiene curvas paramétricas variando además otra variable. Dicho comportamiento se puede apreciar en las siguientes figuras para las concentraciones de transición, que fueron obtenidas para una cascada de 2 escalones:

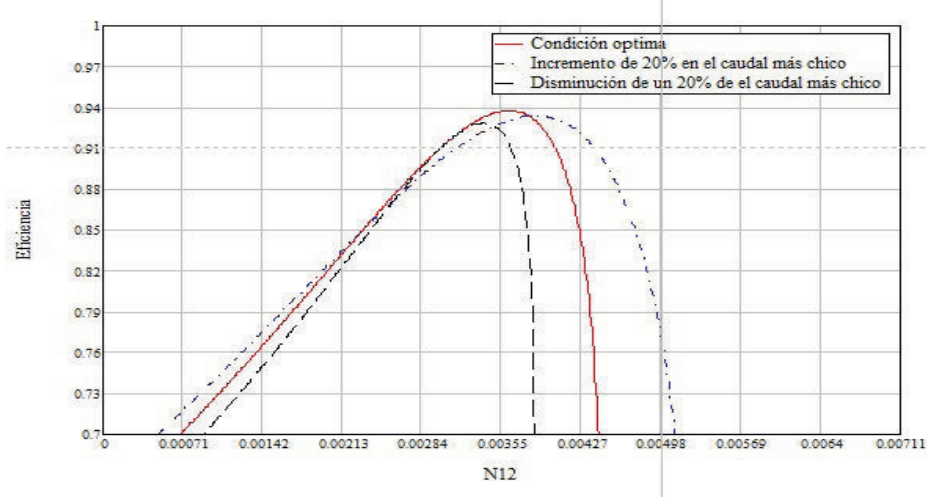


Figura 3.1.4: Curvas de Eficiencia Vs N_{12} (concentración de transición en la zona de agotamiento) para distintos caudales L_1

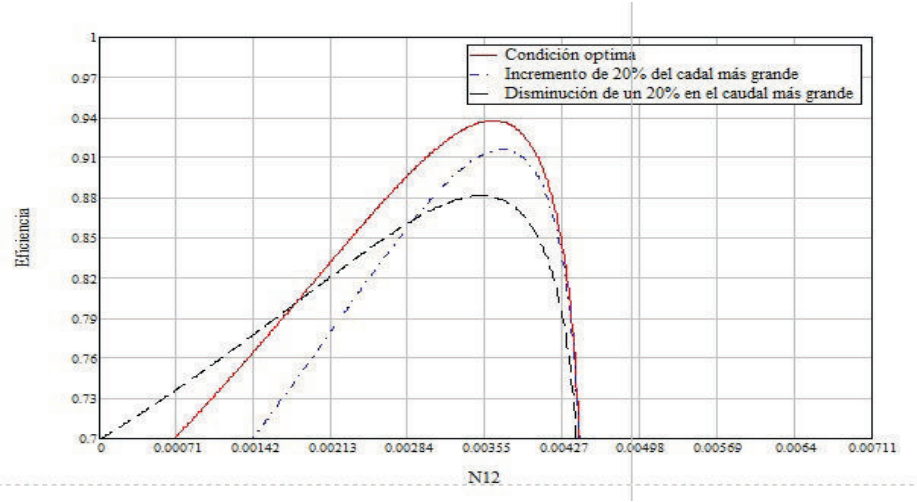


Figura 3.1.5: Curvas de Eficiencia Vs N_{12} para distintos caudales L_2

Donde se puede ver que las variaciones en el caudal L_2 (el mayor de los caudales), tiene más impacto en la posición del óptimo en lo que se refiere a eficiencia máxima alcanzable y sin embargo las variaciones provocada en el valor óptimo de N_{12} es poca en comparación a la que genera variar el caudal L_1 .

Esto efecto en la eficiencia que provoca L_2 es así porque en esta cascada el número de etapas que tienen este caudal de alimentación es mayor al número de etapa que trabajan con el caudal L_1 y el mismo argumento justifica el hecho que variaciones de L_1 modifique en menor proporción a la eficiencia.

Además para la otra concentración de transición ubicada en la zona de enriquecimiento (N_{23}), se tiene que:

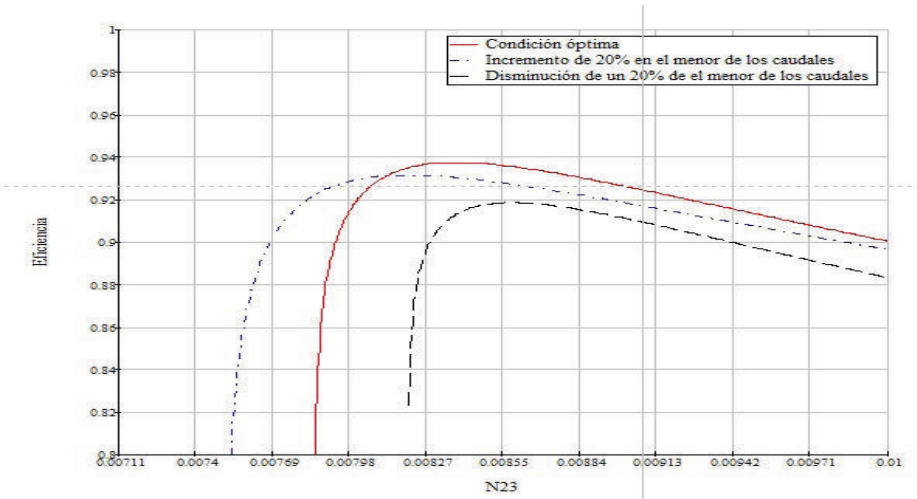


Figura 3.1.6: Curvas de Eficiencia Vs N_{23} para distintos caudales L_1

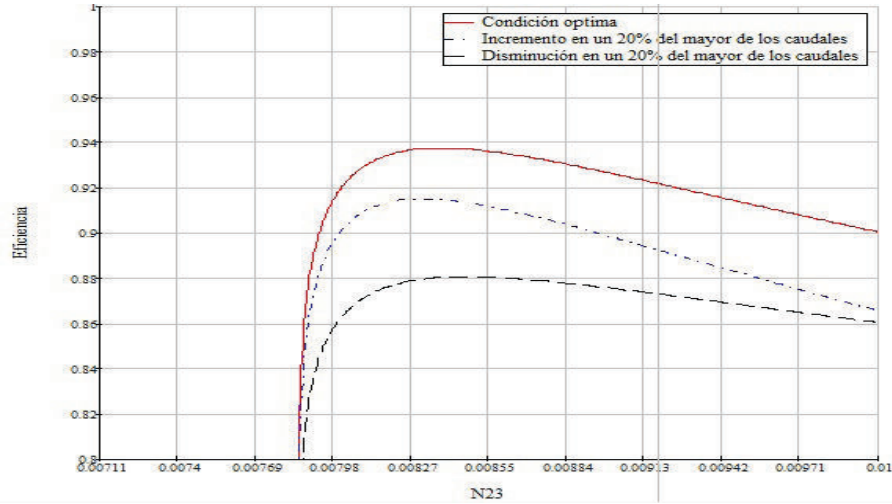


Figura 3.1.7: Curvas de Eficiencia Vs N_{23} para distintos caudales L_2

De donde se puede ver, que el caudal L_1 modifica el valor del óptimo tanto en eficiencia como en la concentración N_{23} ; pero el caudal L_2 provoca un efecto importante en la eficiencia y poca variación con respecto al valor óptimo de N_{23} . Es decir un comportamiento similar al descrito para la otra concentración N_{12} . El comportamiento de los caudales con respecto a la eficiencia es similar al encontrado para el caso de la cascada cuadrada, por lo que no se incluyen gráficas al respecto. Lo que queda claro es que todas las variables de optimización para la cascada escalonada están íntimamente relacionadas.

Para la optimización de este tipo de cascada se puede recurrir a método como el gradiente o el gradiente conjugado. Pero en este proyecto se optó por utilizar los programas de optimización provistos por el programa Matlab. Y los valores de máxima eficiencia encontradas son los presentados en la siguiente figura (fig.(3.1.8)) y en las tablas (3.2), (3.3), (3.4) y (3.5):

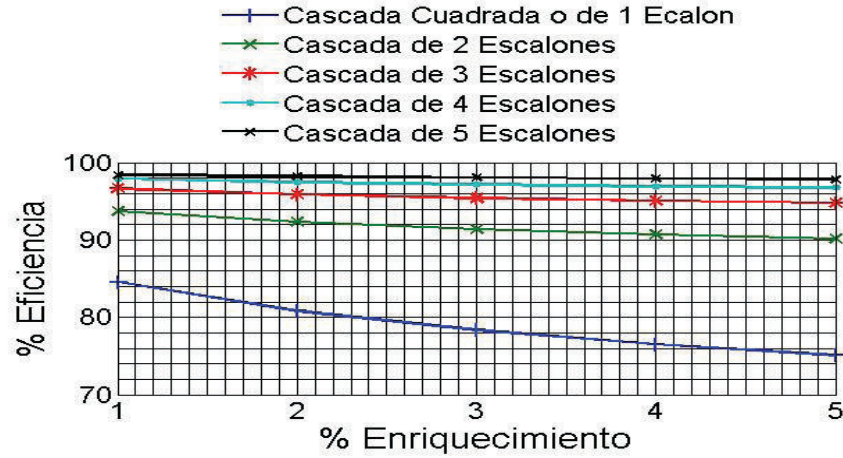


Figura 3.1.8: Eficiencia máxima Vs. % Enriquecimiento para cascadas escalonadas con distinto número de escalones. $P = 1 \text{ mol/hr}$, $N_F = 0,00711$, $N_W = 0,0025$ y $q = 1,004$.

Donde se puede apreciar que al ir aumentando el número de escalones, la eficiencia máxima alcanzable por una cascada escalonada es mayor, esto es porque al incrementar el número de escalones se puede aproximar a un número mayor de etapas a las condiciones de cascada ideal. esto se puede ver mejor en la fig.(3.1.9):

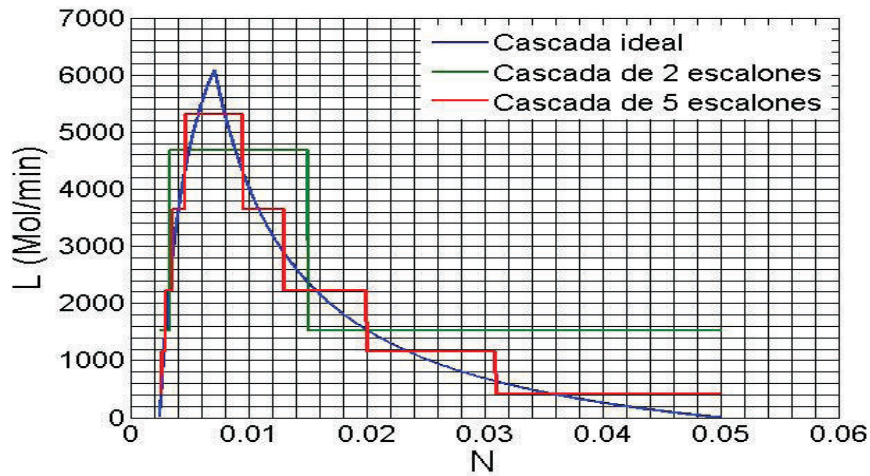


Figura 3.1.9: Caudal de alimentación (L) Vs. concentración (N). Para cascadas ideales y cuadradas para diferentes niveles de enriquecimiento ($q = 1,004$, $N_w = 0,0025$, $N_F = 0,0071$, $N_P = 0,05$ y $P = 1 \text{ mol/hr}$).

Donde se puede apreciar la mejor aproximación a la cascada ideal de la cascada con 5 escalones con respecto a la de 2 escalones. Por otro lado para el rango de enriquecimiento estudiado se puede ver que si bien la eficiencia aumenta con el incremento del número de escalones, este aumento en la eficiencia es cada vez menor al ir aumentando el número de

3.1. CASO INFINITESIMAL

escalones. Un ejemplo de ello es la diferencia de pasar de una cascada de 1 escalón a 2 escalones frente a pasar de una cascada de 4 escalones a 5 escalones, si bien el incremento en el número de escalones es el mismo, el aumento en la eficiencia producido por dicho incremento es mayor en el primer caso con respecto al obtenido en el segundo. Por último el efecto de disminución de la eficiencia al incrementarse el enriquecimiento requerido también es encontrado en las cascadas escalonadas, la justificación del mismo es la misma que la brindada para el caso de la cascada cuadrada, pero dicho efecto es cada vez menor al ir aumentando el número de escalones porque como se dijo anteriormente las cascadas con mayor número de escalones se aproximan mejor a las condiciones en la cascada ideal.

Si bien desde el punto de vista de la eficiencia siempre se trabajaría con una cascada de 5 escalones o más para el rango de enriquecimiento estudiado, se tiene que tener en cuenta también un análisis de costos de dicha planta y a partir de allí se va a tener que buscar un punto de óptimo entre la eficiencia alcanzada por la cascada y el costo de la misma. Este razonamiento va a conducir a definir que para cierto porcentaje de enriquecimiento hay un número óptimo de escalones.

Para finalizar el análisis de la cascada escalonada infinitesimal, se presentan las tablas con los valores de optimización encontrados, para un $P = 1\text{mo}/\text{min}$, $q = 1,004$ (o $g = 0,004$), $N_w = 0,0025$ y $N_F = 0,00711$.

Enriquecimiento (%)	1	2	3	4	5
P/L_1	7.23E-03	1.82E-03	1.11E-03	8.15E-04	6.53E-04
P/L_2	3.01E-03	6.91E-04	3.94E-04	2.77E-04	2.14E-04
N_{12}	0.00363	0.00349	0.00341	0.00336	0.00332
N_{23}	0.0084	0.0110	0.0130	0.0140	0.0150
B_1	170	156	148	142	138
B	503	511	516	519	522
SS_1	75	263	354	456	521
SS	153	470	634	771	866
Eficiencia (%)	93.70	92.32	91.40	90.72	90.14

Tabla 3.2: Valores de los distintos parámetros de una cascada de 2 escalones para cuando trabaja con su máxima eficiencia separativa, para $q = 1,004$.

3.1. CASO INFINITESIMAL

Enriquecimiento (%)	1	2	3	4	5
P/L_1	1.18E-2	3.06E-3	1.89E-3	1.39E-3	1.14E-3
P/L_2	4.76E-03	1.17E-03	6.90E-04	4.92E-04	3.90E-04
P/L_3	2.84E-03	6.53E-04	3.71E-04	2.60E-04	2.00E-04
N_{12}	0.00310	0.00301	0.00296	0.00294	0.00291
N_{23}	0.00430	0.00410	0.00402	0.00398	0.00392
N_{34}	0.0079	0.0096	0.0100	0.0110	0.0120
N_{45}	0.0089	0.0140	0.0170	0.0196	0.0220
B_1	98	85	79	76	72
B_2	162	155	153	152	150
B	511	516	519	521	522
SS_1	49	145	247	309	355
SS_2	57	178	268	274	278
SS	159	468	684	794	881
Eficiencia (%)	96.64	95.89	95.41	95.05	94.76

Tabla 3.3: Valores de los distintos parámetros de una cascada de 3 escalones para cuando trabaja con su máxima eficiencia separativa, para $q = 1,004$.

Enriquecimiento (%)	1	2	3	4	5
P/L_1	1.78E-02	4.14E-03	2.78E-03	2.09E-03	1.69E-03
P/L_2	7.06E-03	1.67E-03	1.04E-03	7.56E-04	6.00E-04
P/L_3	4.06E-03	9.43E-04	5.57E-04	3.97E-04	3.10E-04
P/L_4	2.78E-03	6.27E-04	3.58E-04	2.50E-04	1.93E-04
N_{12}	0.00287	0.00276	0.00277	0.00279	0.00285
N_{23}	0.00350	0.00343	0.00334	0.00330	0.00327
N_{34}	0.00467	0.00459	0.00445	0.00439	0.00435
N_{45}	0.0078	0.0089	0.0095	0.0099	0.0100
N_{56}	0.0085	0.0110	0.0130	0.0150	0.0160
N_{67}	0.0093	0.0270	0.0240	0.0200	0.0150
B_1	63	60	50	48	47
B_2	98	92	89	87	85
B_3	144	146	144	144	143
B	517	519	519	522	523
SS_1	42	109	142	162	169
SS_2	45	109	156	203	230
SS_3	43	160	217	222	250
SS	164	502	689	807	924
Eficiencia (%)	97.91	97.45	97.15	96.93	96.75

Tabla 3.4: Valores de los distintos parámetros de una cascada de 4 escalones para cuando trabaja con su máxima eficiencia separativa, para $q = 1,004$.

Enriquecimiento (%)	1	2	3	4	5
P/L_1	1.89E-02	6.60E-03	3.76E-03	2.83E-03	2.37E-03
P/L_2	7.63E-03	2.52E-03	1.38E-03	1.05E-03	8.62E-04
P/L_3	4.42E-03	1.36E-03	7.48E-04	5.56E-04	4.48E-04
P/L_4	2.61E-03	6.20E-04	3.47E-04	2.44E-04	1.88E-04
P/L_5	2.61E-03	6.20E-04 v	3.47E-04	2.44E-04	1.88E-04
N_{12}	0.00284	0.00271	0.00271	0.00269	0.00268
N_{23}	0.00340	0.00306	0.00308	0.00303	0.00299
N_{34}	0.00434	0.00367	0.00371	0.00362	0.00356
N_{45}	0.00568	0.00476	0.00488	0.00472	0.00465
N_{56}	0.0072	0.0086	0.0088	0.0092	0.0095
N_{67}	0.0079	0.0110	0.0110	0.0130	0.0130
N_{78}	0.0086	0.0130	0.0160	0.0180	0.0200
N_{89}	0.0093	0.0160	0.0220	0.0270	0.0310
B_1	58	37	37	34	33
B_2	89	61	63	59	55
B_3	122	91	93	90	89
B_4	131	131	139	134	135
B	513	523	522	524	527
SS_1	32	124	134	170	221
SS_2	38	111	146	195	215
SS_3	42	80	191	157	221
SS_4	55	119	112	167	159
SS	168	529	691	818	958
Eficiencia (%)	97.91	97.45	97.15	96.93	96.75

Tabla 3.5: Valores de los distintos parámetros de una cascada de 5 escalones para cuando trabaja con su máxima eficiencia separativa, para $q = 1,004$.

Si bien los valores reportados son para un dado q o g , al modificar el mismo por un valor más pequeño por ejemplo un $g = 0,0015$, los únicos parámetros de optimización que se modificaron son los valores de los caudales de cada escalón. Estos nuevos valores de caudal se pueden calcular a partir de los reportados en las tablas anteriores teniendo en cuenta la relación entre los dos g , es decir:

$$\frac{L_i^1}{L_i^2} = \frac{g^1}{g^2} \quad (3.1.9)$$

Esta relación es útil para el caso donde se quiera diseñar para otros valores distinto, al expuesto y dicha relación se cumple solo para el caso infinitesimal aquí tratado.

3.2. Factores de separación superiores al infinitesimal

Para la obtención de resultados de esta cascada se analizaron dos factores separación $q = 1,3$ y $q = 2,3$. El valor de los parámetros globales son fijados en $P=1\text{mol/min}$, $N_W = 0,0025$, $N_F = 0,00711$ y variando entre $0,03 \leq N_P \leq 0,05$. Para este caso es necesario trabajar

con las ecuaciones generales que gobiernan el enriquecimiento entre dos etapas consecutivas (ec.(2.3.15) para la zona de agotamiento y ec.(2.3.14) para la zona de enriquecimiento) y todas las definiciones generales (brindadas en la sección (2.5))necesarias para el calculo de la eficiencia de dichas cascadas.

Por otro lado si se realiza el cálculo de la cascada ideal para estos factores de separación anteriormente mencionado se tiene una idea del orden de magnitud del número de etapas que componen dichas cascadas. Si comparamos dichos número de etapas para un caso infinitesimal, $q = 1,004$, se puede ver como dichos valores difieren ampliamente en ordenes de magnitud. El perfil puede ser consultado en las figuras fig.(3.2.1), fig.(3.2.2). Donde se puede ver que el número de etapas para la cascada con $q=1.3$ es del orden de las decenas y para el $q=2.3$ es del orden de las unidades, mientras que para el caso infinitesimal son del orden de las centenas de etapas.

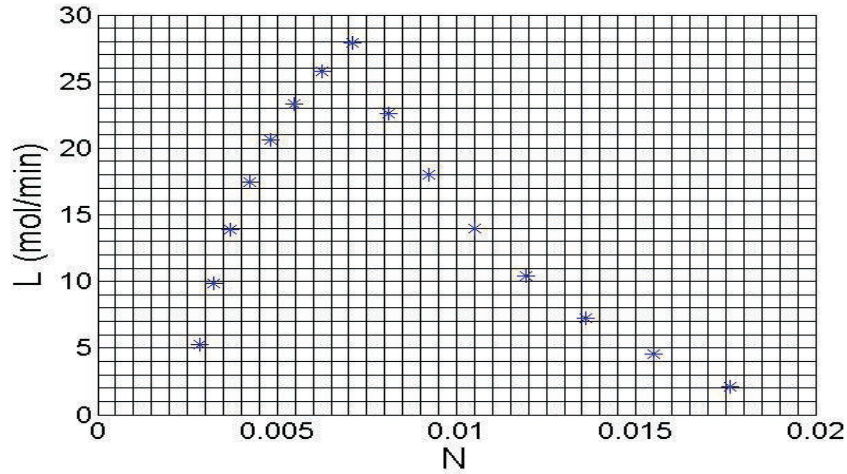


Figura 3.2.1: L (mol/min) vs N en una Cascada ideal. Para $q = 1,3$, $N_P = 0,02$, $N_W = 0,0020$, $N_F = 0,00711$ y con $P = 1\text{mol}/\text{min}$.

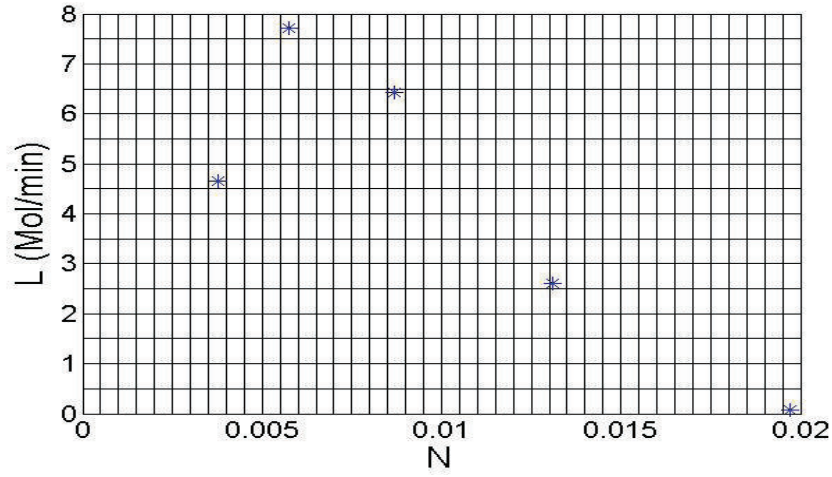


Figura 3.2.2: L (mol/min) vs N en una Cascada ideal. Para $q = 2,3$, $N_P = 0,02$, $N_W = 0,0020$, $N_F = 0,00711$ y con $P = 1 \text{ mol/min}$.

Otras observaciones importantes son ver como se comporta el corte para estas cascadas, que a diferencia del caso infinitesimal es distinto de $\theta = 0,5$. Esto se puede ver en las fig. (3.2.3) y fig. (3.2.4). Donde se puede apreciar que a mayor factor de separación, mayor es la separación del corte del valor de 0.5.

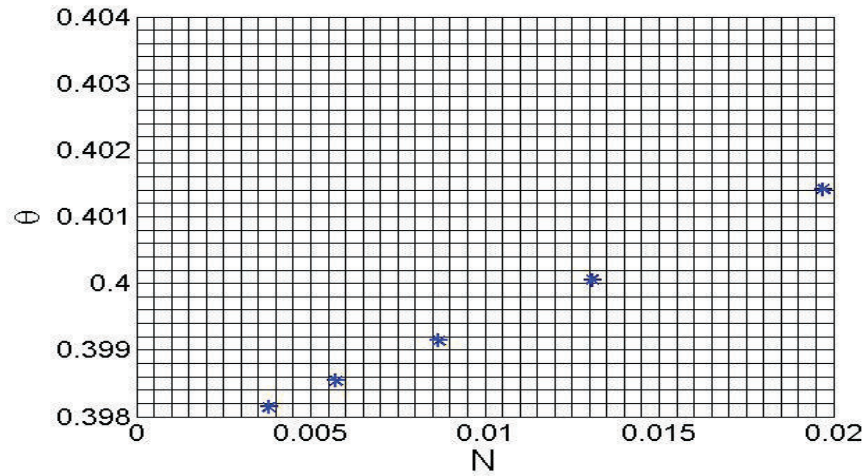


Figura 3.2.3: θ (corte) vs N en una Cascada ideal. Para $q = 2,3$, $N_P = 0,02$, $N_W = 0,0020$, $N_F = 0,00711$ y con $P = 1 \text{ mol/min}$.

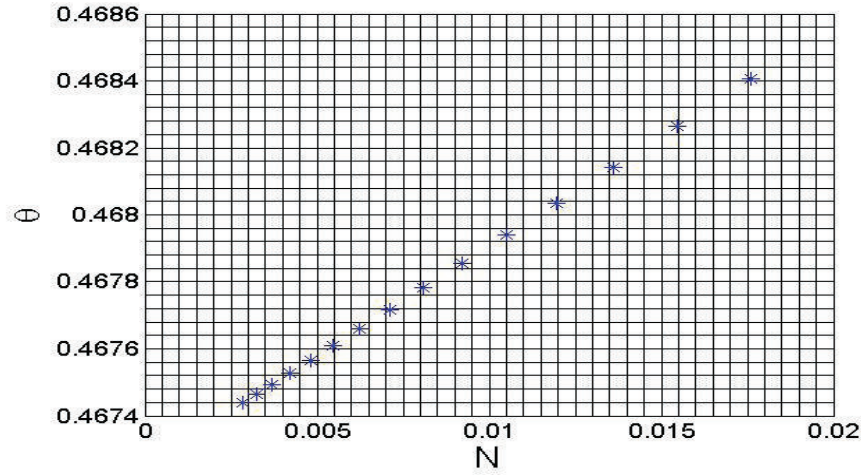


Figura 3.2.4: $\theta(\text{corte})$ vs N en una Cascada ideal. Para $q = 1,3$, $N_P = 0,02$, $N_W = 0,0020$, $N_F = 0,00711$ y con $P = 1 \text{ mol/min}$.

A partir de estas graficas se puede ver que el arreglo de escalones simétricos y la metodología utilizada en la cascada infinitesimal no resulta práctica de implementar. Para el caso de un factor de separación de $q = 2,3$, al tener un número tan bajo de etapas (del orden de 5) se puede seguir el patrón de caudales que se define para cada etapa en la cascada ideal, sin entrar en una gran diversificación de tamaños de equipos. Para el caso de $q = 1,3$, el número de escalones no va a tener el mismo arreglo que en el caso infinitesimal. Esto es debido a los grandes saltos en concentración que se dan por etapa lo cual hace que el número de escalones en la zona de agotamiento y enriquecimiento no sea necesariamente simétrico.

Por otra parte el ajuste que se puede hacer a las concentraciones de transición esta acotado al salto que se tiene de etapa a etapa y por lo tanto es grosero en comparacion a el caso infinitesimal. Y por lo tanto se puede decir que las variables a optimizar son los caudales de alientacion a cada etapa y se definen de forma aproximada la concentración de transición entre un escalón y el siguiente.

3.2.1. Cascada escalonada para $q = 1,3$

Para el caso de $q = 1,3$, se buscó optimizar la cascada con 4 escalones o caudales diferentes, y los parámetros globales utilizados para dicho cálculo fueron $P = 1 \text{ mol/min}$, $N_p = 0,043$, $N_F = 0,00711$ y $N_W = 0,0022$.

Para llevar a cabo esta optimización se debió definir las concentraciones de transición de forma aproximada, y corregir este valor inicial después de realizar la optimización en caudales. La optimización de caudales para cada escalón, consiste en definir un intervalo de caudales limitados por un caudal mínimo y un máximo para cada escalón y dividir dicho intervalo en un número de caudales adecuados para poder evaluar la eficiencia para cada valor de caudal definido dentro del intervalo y encontrar así los caudales óptimos que maximizan la eficiencia

separativa.

Como se puede ver es un proceso iterativo, debido a la discretización de los saltos de concentración en cada etapa. Un método de búsqueda que demore menos tiempo que el planteado consistiría en adecuar el método del gradiente conjugado al problema en cuestión. Dicho proceso quedó pendiente para futuros trabajos.

Los valores de optimización obtenidos para esta cascada fueron los que se detallan en la tabla (3.6):

Enriquecimiento (%)	4.2
P/L_1	0.020
P/L_2	0.016
P/L_3	0.052
P/L_4	0.173
N_{12}	0.004
N_{23}	0.013
N_{34}	0.022
B_1	5
B	9
SS_4	2
SS_3	4
SS	9
Eficiencia (%)	93.76

Tabla 3.6: Valores de los distintos parámetros de una cascada de 4 escalones para cuando trabaja con su máxima eficiencia separativa, para $q = 1,3$.

A partir de estos valores se puede comparar de los mismos con los obtenidos en una cascada con $q = 1,004$. Se puede ver que el cambio en el factor de separación tiene una directa incidencia en la relación P/L_i . Se puede ver que al incrementar el factor de separación dicha relación se incrementa (pasando de 10^{-4} a 10^{-2}). Es decir para un dado nivel de producción los caudales de alimentación para cada etapa es mucho menor que en el caso infinitesimal tratado anteriormente ($q = 1,004$). Otro aspecto a ver es la gran diferencia en el número de etapas necesarias para llegar al mismo grado de enriquecimiento, de nuevo al aumentar el factor de separación el número de etapas necesarias disminuye (en los casos comparados se reduce desde el orden miles de etapas a decenas de las mismas).

Capítulo 4

Modelo simplificado de enriquecimiento por difusión gaseosa

En este capítulo se presentan las principales ecuaciones que permiten calcular los factores de separación, dimensiones de componentes principales y consumo de energía a partir de parámetros característicos de la tecnología de difusión gaseosa, que permiten obtener las principales realimentaciones de diseño.[2]

4.1. Parámetros de importancia para una etapa de separación en difusión gaseosa

El proceso de enriquecimiento por difusión gaseosa se basa en aprovechar la diferencia en las velocidades medias de las moléculas del gas, debido a la diferencia en la masa de los isótopos de interés a separar. Una etapa de separación isotópica por difusión gaseosa consiste en un recipiente cilíndrico, dividido en dos regiones mediante un material poroso, el cual se denomina membrana de separación isotópica. Dichas regiones están a igual temperatura; pero entre ellas hay una diferencia de presión de forma tal que la región donde se encuentra la mezcla gaseosa a separar se encuentra a mayor presión que la otra, esto hace que se produzca un flujo de gas desde la región de alta presión hacia la de baja presión (Ver figura 4.1.1). En realidad un equipo de difusión gaseosa es un recipiente cilíndrico que contiene en su interior tubos fabricados con el material semipermeable, donde la región de alta presión es el interior de los tubos y la región entre los tubos y el recipiente cilíndrico es la región de baja presión.

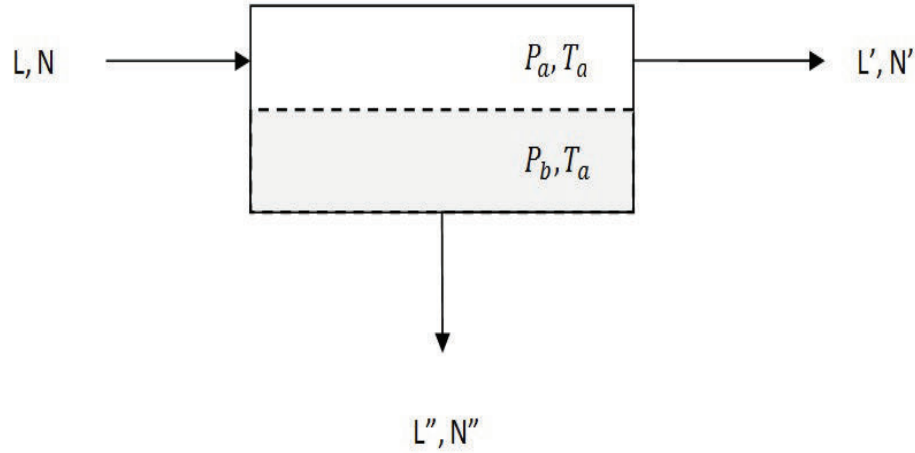


Figura 4.1.1: Esquema de una etapa de separación isotópica por difusión gaseosa

A partir de la teoría cinética de los gases se puede establecer que el gas más liviano va a tener una velocidad media superior que el gas más pesado, con lo que el gas más liviano va a chocar un mayor número de veces por segundo contra el material poroso, y por ello va a tener una mayor probabilidad de difundir a través del poro que la otra molécula del gas que contiene el isótopo pesado. El efecto separativo descrito anteriormente se da si los poros tienen diámetros menores que el camino libre medio de las moléculas (λ). Donde el camino libre medio se puede calcular a partir de:

$$\lambda = \frac{3\mu\sqrt{2\pi RT}}{4P\sqrt{M}} \quad (4.1.1)$$

Donde P es la presión del Gas, M el peso molecular promedio del gas, R la constante universal de los gases, T la temperatura absoluta y μ es la viscosidad del mismo. Esto hace que las presiones de trabajo de la región de alta presión del recipiente sea muy baja (≤ 1 atm o a lo sumo levemente superior). De donde a partir de la ecuación para el camino libre medio se puede establecer que el diámetro de poro es:

$$\phi_{poro} = k\lambda \quad (4.1.2)$$

con $k < 1$ a definir.

El gas que atraviesa la membrana porosa, incrementa su concentración en moléculas del isótopo liviano con respecto a la concentración inicial y por otro lado el gas que no difunde a través de la membrana queda empobrecido en dicho isótopo con respecto a la condición inicial. Estas afirmaciones son ciertas siempre y cuando el gas está en condiciones tal que, el flujo que se establece a través del poro es del tipo Knudsen lo cual implica que las presiones de trabajo necesariamente deben ser bajas, ya que al incrementar la presión se produce una transición del flujo Knudsen hacia el flujo laminar dentro de los poros, en los cuales el efecto

4.1. PARÁMETROS DE IMPORTANCIA PARA UNA ETAPA DE SEPARACIÓN EN DIFUSIÓN GASEOSA

de separación isotópica disminuye o no se produce. En el proceso de fabricación del material poroso hay un límite práctico al tamaño mínimo de poros que se puede alcanzar y por ende la máxima presión de trabajo en la cual se puede respetar esta condición.

También a partir de la teoría cinética de los gases se puede establecer que el máximo q_0 (El cual se denomina factor de separación elemental) alcanzable mediante la difusión gaseosa es:

$$q_0 = \sqrt{\frac{M_2}{M_1}} \quad (4.1.3)$$

Donde M_1 y M_2 son los pesos moleculares de las moléculas del isótopo liviano y pesado respectivamente (que para el caso del UF_6 se tiene que $q_0 = 1,0043$). Para obtener el factor de separación real se tiene que tener en cuenta efectos de retrodifusión, capa limite, remezclado interno y efectos debidos al corte a partir de la siguiente expresión[1]:

$$\frac{q-1}{q_0-1} \frac{q_0}{q} = S Z f_{(\theta)} \quad (4.1.4)$$

Donde S es el factor que tiene en cuenta la eficiencia de separación y depende de las presiones a ambos lados de la membrana y de la estructura porosa a través de la presión característica, que se define como la presión a la cual el camino libre medio es igual al diámetro del poro. El factor aerodinámico (Z) tiene en cuenta las condiciones de mezclado dentro de la etapa separativa y depende de las condiciones aerodinámicas de los flujos establecidos en la membrana de difusión. Y $f_{(\theta)}$ se denomina factor de Rayleigh donde su forma funcional depende de la configuración geometría de los flujos, da cuenta del empobrecimiento del gas que se produce a la entrada de la membrana y a lo largo de la misma. La configuración de interés, dado a su utilización en el proceso de enriquecimiento, es el de flujo cruzado, para el cual $f_{(\theta)}$, se define como:

$$f_{(\theta)} = \frac{1-\theta}{\theta} \ln\left(\frac{1}{1-\theta}\right) \quad (4.1.5)$$

Y el factor S, se calcula a partir de:

$$S = \left(1 - \frac{P_{baja}}{P_{alta}}\right) \exp\left(-\frac{P_{alta} - P_{baja}}{P_{critica}}\right) \quad (4.1.6)$$

donde $P_{critica}$ se obtiene, para un poro cilíndrico, como:

$$P_{critica} = \frac{3 \mu \bar{v}}{\left(\frac{9}{32} + \frac{8 Sc M}{\pi \sqrt{M_1 M_2}}\right) \frac{\phi_{poro}}{2}} \quad (4.1.7)$$

Donde Sc es el número de Schmidt y \bar{v} la velocidad media de las moléculas.

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D} \quad (4.1.8)$$

Donde D es el coeficiente de difusión del gas y ρ es la densidad. Por último la velocidad

media puede ser obtenida a partir de la siguiente expresión:

$$\bar{v} = \frac{2^{2/3}}{\sqrt{\pi}} \sqrt{\frac{RT}{M}} \quad (4.1.9)$$

En este trabajo el factor Z o factor aerodinámico, se va a fijar en un valor igual a 0.85.

Además del factor de separación (q) otra característica importante de las membranas es su permeabilidad (H), la cual se puede calcular a partir de la Ecuación empírica de Adzumi[1]:

$$H = (\alpha_{(\bar{P})} \frac{4 \phi_{poro}}{3 \pi \sqrt{RTM}} + \frac{\phi_{poro}^2}{32RT\mu} (\frac{\bar{P}}{2})) \frac{\tau_P}{E} \quad (4.1.10)$$

$$\bar{P} = \frac{P_{alta} + P_{baja}}{2} \quad (4.1.11)$$

Donde \bar{P} es el valor medio de las presiones a ambos lados de la membrana, E es el espesor de la membrana, $\alpha_{(\bar{P})} = 3\pi/16$ para el rango de presiones de trabajo de las membranas y τ_P es la porosidad de la membrana y su valor oscila entre 0.5 a 0.8, en la expresión ec.(4.1.10) contribuyen el flujo molecular y viscoso en el primer y segundo término de dicha ecuación respectivamente.

La permeabilidad, permite definir el área de membrana necesaria, para manejar un dado caudal de material enriquecido, impuesto por una diferencia de presión en la membrana. Es decir:

$$A_{membrana} = \frac{L'}{\Delta P H} \quad (4.1.12)$$

$$\Delta P = P_{alta} - P_{baja} \quad (4.1.13)$$

Donde L' es el caudal de material enriquecido que se obtiene en la etapa de separación. El valor de este caudal es fijado mediante la utilización y optimización de la cascada de enriquecimiento a la cual pertenece esta etapa. Por otro lado las presiones de operación se deben fijar dentro de un rango permitido y fijar sus valores de forma tal que se maximice el factor separativo real u otra figura de mérito, de dicha membrana y sea compatible con un tamaño de poro razonable de ser obtenido por los métodos de fabricación de dichas membranas.

4.2. Dimensionamiento del espesor de la membrana

El espesor de la membrana permeable que se utiliza en la difusión gaseosa debe ser dimensionado de forma tal que soporte la diferencia de presión impuesta, teniendo en cuenta un adecuado factor de seguridad. Un cálculo inicial del dimensionamiento se puede llevar a cabo a través de un cálculo de tensiones estáticas, que para el caso de las membranas en forma de tubos y asumiendo válida la aproximación de pared delgada, se tiene que:

$$E = \frac{(P_i - P_e) D_{membrana\ tubular}}{2 \sigma_{diseño} FS} \quad (4.2.1)$$

Donde P_i es la presión interna del tubo (que en el caso de la membrana es P_a), P_e (que en el caso de la membrana es P_b) es la presión externa, $\sigma_{diseño}$ es la máxima tensión admisible por el material poroso y FS es el factor de seguridad a tener en cuenta para el dimensionamiento del espesor de la misma. Este cálculo se deduce a partir de un equilibrio de fuerza para la tensión de tangencial, la cual es la mayor de las tensiones a soportar por la membrana.

A partir de la ecuación (4.2.1) y recordando que la permeabilidad (ec.(4.1.10)) depende del espesor en forma inversamente proporcional, se deduce que hay un límite práctico para el espesor de la membrana a fin de evitar que el área requerida para la difusión de un dado caudal sea excesivamente grande.

4.3. Dimensionamiento de etapas separativas de difusión gaseosa

A partir del cálculo de $A_{membrana}$, se dimensiona el tamaño del equipo mediante la utilización de dos factores, uno es la relación de volumen (RV) y el otro es el factor esbeltez (FE).

$$RV = \frac{V_{equipo}}{A_{membrana}} \quad (4.3.1)$$

$$FE = \frac{Altura_{etapa}}{Diametro_{etapa}} \quad (4.3.2)$$

Por otro lado se requiere para la impulsión de los caudales de cola y cabeza de cada etapa, dos compresores y para mantener las condiciones estacionarias del gas es necesario extraer el calor de compresión a través de un intercambiador de calor el cual tiene muy baja pérdida de carga del lado del gas de proceso. Las condiciones de presión y temperatura se deben mantener en el rango donde el Hexafluoruro de Uranio es gas para evitar un mal funcionamiento y el deterioro de los equipos. Un esquema típico de interconexión de los equipos se puede ver en la fig.(4.3.1):

4.3. DIMENSIONAMIENTO DE ETAPAS SEPARATIVAS DE DIFUSIÓN GASEOSA

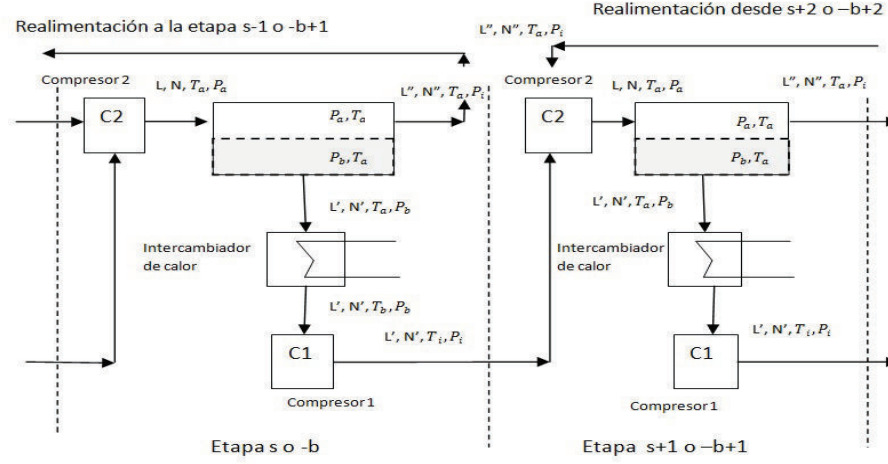


Figura 4.3.1: Esquema de Interconexión de equipos necesarios en una etapa de separación por difusión gaseosa.

Si bien hay otro tipo de interconexión de los mismos, se optó por este ya que permite un mejor manejo de las condiciones de presión y temperatura de forma tal que no se produzca un cambio de fase indeseable. No se realizó una comparación entre otros esquemas más allá de la ya mencionada. Con el esquema definido, en este punto se puede brindar las relaciones entre las distintas condiciones de presión y temperatura de la cola, cabeza, alimentación de la etapa y algunos puntos intermedios necesarios. Dichas relaciones son:

$$P_i = P_a f_p \quad (4.3.3)$$

$$P_i = r_P P_b \quad (4.3.4)$$

$$T_a = \frac{T_i + T_i \left[\left(\frac{P_a}{P_i} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right]}{1 - \frac{\left(\frac{P_a}{P_i} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1}{\eta_{compresor}}} \quad (4.3.5)$$

$$T_i = T_b + T_b \left[\frac{(r_P)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1}{\eta_{compresor}} \right] \quad (4.3.6)$$

Donde f_P es el factor de pérdida de carga del gas que no difunde, r_P es la relación de presiones que se da en el compresor 1, γ es el exponente del comportamiento adiabático del gas ($\gamma = C_P/C_v$), T_b es la temperatura después del intercambiador de calor, P_b es la presión que tiene el gas que atraviesa la membrana y también es la presión que tiene el gas después de pasar por el intercambiador de calor, donde se desprecia la pérdida de carga originada por el intercambiador. Para el cálculo de temperaturas se necesita la eficiencia del compresor, $\eta_{compresor}$, la cual se elige un valor de 0.82. Por último a partir de la eficiencia del compresor,

la temperatura de entrada y las presiones, de entrada y salida, se puede estimar el gasto energético de los compresores, el cual viene determinado por la siguiente expresión:

$$W_{compresor} = C_P T_e \left[\left(\frac{P_s}{P_e} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (4.3.7)$$

Donde P_s es la presión de salida del compresor, P_e es la presión de entrada al compresor, T_e es la temperatura de entrada al compresor y C_P es el calor específico a presión constante del gas a comprimir. Que para el caso de los compresores utilizados con la membrana se tiene que:

$$W_{C_1} = C_P T_b \left[\left(\frac{P_i}{P_b} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (4.3.8)$$

$$W_{C_2} = C_P T_i \left[(r_P)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] = C_P T_i \left[\left(\frac{1}{f_P} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (4.3.9)$$

4.4. Resultados a partir del modelo planteado

Para la obtención de los diferentes resultados se debieron fijar ciertos parámetros, entre los cuales están Z , f_P , r_P y las características físicas de la membrana como pueden ser el diámetro de poro y su espesor.

Para el caso en el que la membrana ya tiene definido su espesor y el tamaño de poro, los valores a definir son las presiones de trabajo de dicha membrana, donde si se fijan la presión de baja (P_b) y la temperatura de baja (T_b) quedaría por definir las condiciones intermedias de presión y temperatura (P_i y T_i) y por ende las condiciones de alta presión y temperatura (P_a y T_a). Las cuales se deben definir de forma tal que durante todo el proceso que se lleva a cabo en una etapa de difusión gaseosa, no se produzca cambio de fases. A partir de estas consideraciones se puede observar en las figuras (4.4.1) y (4.4.2) que, el comportamiento del factor de separación y el factor de eficiencia en la separación para distintos valores de P_a .

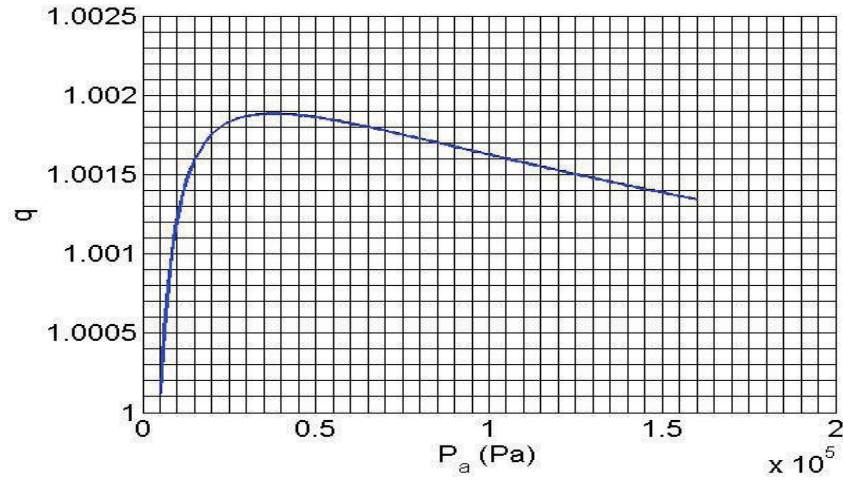


Figura 4.4.1: q Vs P_a (Pa). Para T_b , P_b , E , ϕ_{poro} fijados.

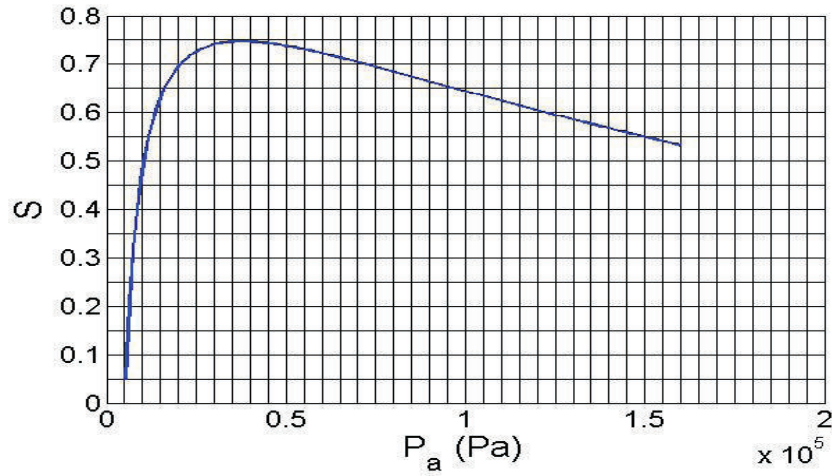


Figura 4.4.2: S vs P_a . Para T_b , P_b , E , ϕ_{poro} fijados.

De donde se puede apreciar que para una dada membrana hay condiciones de presión y temperatura óptimas que maximizan el factor de separación real de la membrana. Este comportamiento se puede apreciar porque para presiones de alta cercanas a la presión de baja se tiene el efecto de retrodifusión y por lo tanto el efecto separativo de la membrana se ve atenuado, la retrodifusión disminuye al aumentar el valor P_a con respecto a P_b ; pero a partir de cierto valor de presión de alta se produce la transición del flujo molecular al viscoso. Este cambio en el tipo de flujo también produce una disminución en el efecto separativo de la membrana.

En la fig.(4.4.3) se puede ver como se incrementa el factor de separación al incrementarse la presión de alta y a su vez como el término de flujo molecular de la permeabilidad disminuye

4.4. RESULTADOS A PARTIR DEL MODELO PLANTEADO

su porcentaje en la contribución a la misma, como así también lo hace el q . Este efecto como ya se mencionó se debe a la aparición y/o transición al flujo viscoso.

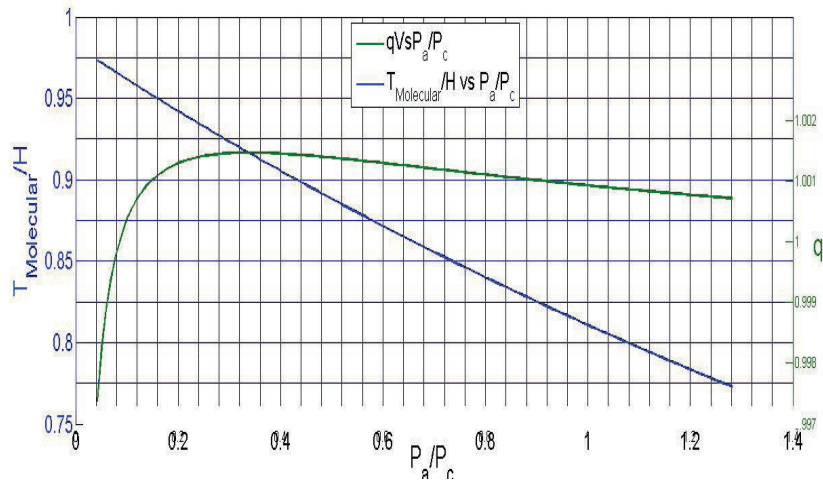


Figura 4.4.3: q Vs P_a/P_c y $T_{Molecular}/H$ Vs P_a (Pa).

Estas condiciones deben ser tales de mantener el estado gaseoso del Hexafluoruro de Uranio. Lo cual se puede apreciar en la fig.(4.4.4):

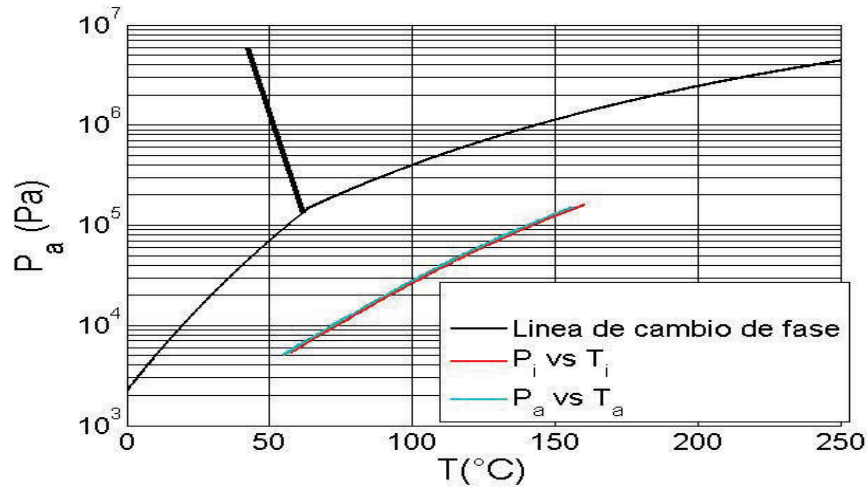


Figura 4.4.4: Condiciones operativas en una etapa separativa por difusión gaseosa. Donde se especifica P_i vs T_i y P_a vs T_a .

Cabe aclarar que además la diferencia de presión aplicada a la membrana debe ser compatible con la máxima tensión que puede resistir la misma.

Por otro lado si se fijan las presiones de trabajo y se varía el tamaño de poro se puede ver en la siguiente fig.(4.4.5) que la disminución del diámetro de poro contribuye a una mejora en el poder de separación. Pero si se recuerda la ecuación(4.1.1), el tamaño de poro esta fijado

4.4. RESULTADOS A PARTIR DEL MODELO PLANTEADO

por el camino libre medio y este depende de las condiciones de presión y temperatura en la región de alta presión de la misma, por lo que diámetros de poro pequeños implican trabajar con presiones superiores.

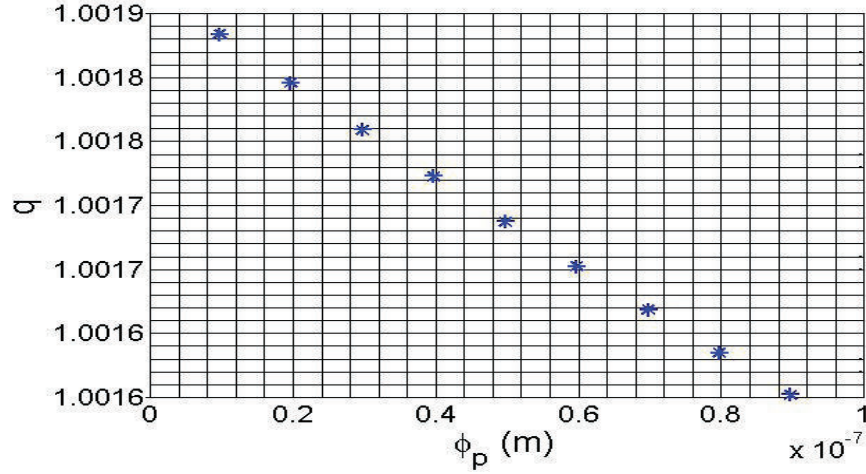


Figura 4.4.5: q Vs Diámetro de poro. Con $P_a/P_b = 4$.

Por otro lado la disminución del tamaño de poro trae aparejado una disminución en la permeabilidad de la membrana, por lo que para evitar dimensionar áreas de membranas muy grandes se necesita que la relación entre P_a/P_b sea lo más alta posible, siempre y cuando el material poroso sea dimensionado con un espesor adecuado para resistir dicha diferencia de presión. Por otra parte si se tiene en cuenta la dependencia del espesor con la diferencia de presión (ec.(4.2.1)) y recordando la influencia del espesor en la permeabilidad (ec.(4.1.10)), se tiene por lo tanto otro factor que disminuye el valor de la misma. Otro parámetro que afecta la permeabilidad es la temperatura de operación la cual frente a un aumento de la misma disminuye H . Entonces en total se tienen tres factores que disminuyen la permeabilidad de la membrana a altas presiones los cuales son el diámetro de poro (ϕ_{poro}), temperatura de trabajo (T_a la cual aumenta con el incremento de presión) y el espesor (E). El comportamiento de la permeabilidad variando cada uno de estos parámetros y manteniendo constante los restantes se pueden ver en las figuras fig(4.4.6), fig.(4.4.7) y fig.(4.4.8).

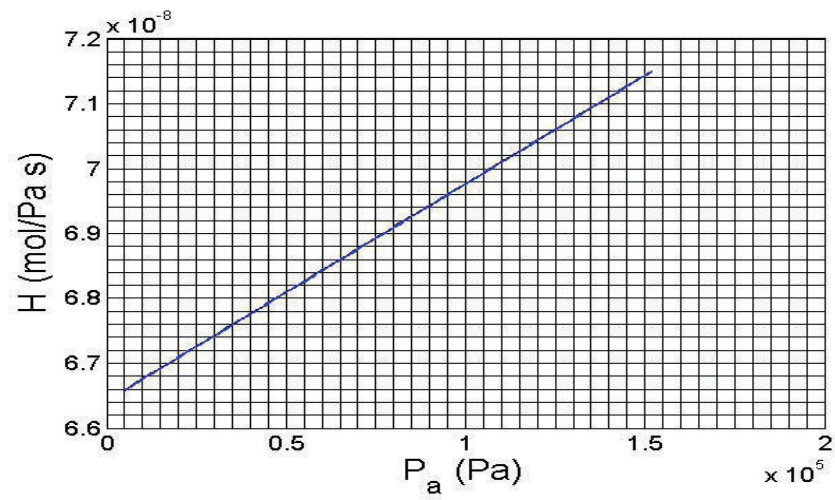


Figura 4.4.6: $H \text{ (mol/Pa s)}$ vs. $P_a \text{ (Pa)}$.

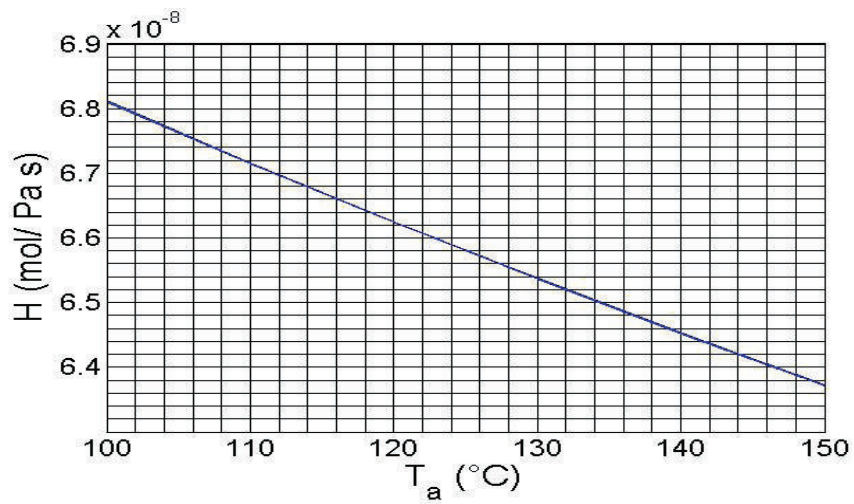
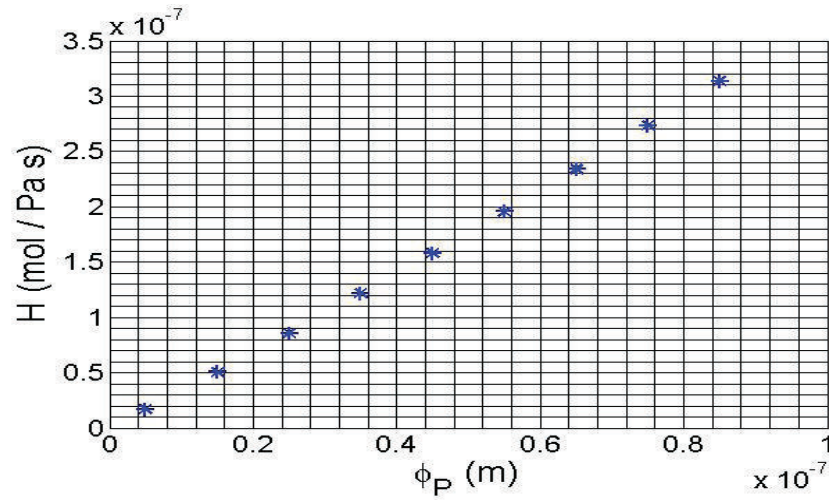


Figura 4.4.7: $H \text{ (mol/Pa s)}$ vs. $T_a \text{ (°C)}$.

Figura 4.4.8: $H(\text{mol}/\text{Pa s})$ vs. $\phi_{\text{poro}}(m)$.

Por lo que teniendo en cuenta estos efectos y que para el caso de trabajar con altas presiones, muchos de ellos disminuyen la permeabilidad de la membrana, hay una decisión de compromiso entre el área de difusión, que se ve reflejado en el costo de la etapa separativa, y el factor de separación.

El consumo energético en una etapa separativa por difusión gaseosa, se calculó como el trabajo realizado por los compresores que componen una etapa de difusión gaseosa. Para ello se fijó P_b , T_b y se varió la relación de presión (rp) desde 1.5 a 4. Con estos datos y el factor de separación para cada valor de rp , se puede realizar el cálculo en una cascada y obtener la energía consumida por UTS_{obtenido} en la cascada. La cascada que se tomó para efectuar los cálculos fue la cascada de 3 escalones con un enriquecimiento del producto del 1 % con $P = 1 \text{ mol}/\text{min}$, $N_F = 0,00711$ y $N_W = 0,0025$. Los resultados así calculados se pueden ver en la fig.(4.4.9):

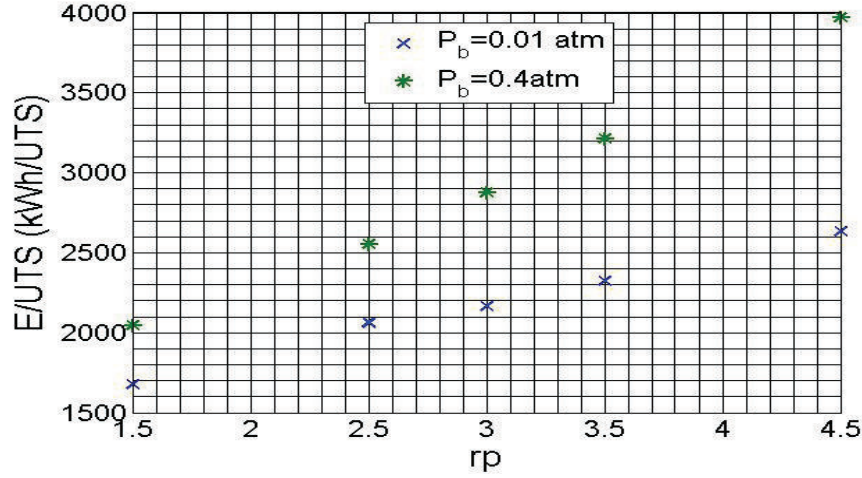


Figura 4.4.9: $E_{consumida}/UTS_{obtenido}$ vs rp . Para una cascada de 3 escalones con $N_p = 0,04$, $P = 292,454 \frac{molUF_6}{dia}$, $N_F = 0,00711$ y $N_W = 0,0025$. Para dos distintas $P_b = 0,4atm$ y $P_b = 0,01atm$ con $T_b = 55^\circ C$ y $T_b = 25^\circ C$, respectivamente.

Donde se puede ver que a mayor relación de presión mayor es el consumo energético y si se disminuye la P_b y T_b el consumo energético es menor.

Por último en el análisis de este capítulo se calculan las dimensiones de los equipos separativos utilizados en difusión gaseosa, calculadas para una cascada de tres escalones con un $P = 319,54 \frac{molUF_6}{dia}$ (es decir el caudal necesario para un PWR de $1000MWe$), $N_p = 0,04$, $N_F = 0,00711$ y $N_W = 0,0025$. Los cálculos fueron realizados para dos casos diferentes de P_b ($0.4 atm$ y $0.01atm$) y T_b ($55^\circ C$ y $25^\circ C$).

	$D_e(m)$			$H_e(m)$			Arreglo en paralelo		
	1	2	3	1	2	3	1	2	3
$P_b = 0,4atm, T_b = 55^\circ C$	1.7	2.4	3.0	3.0	4.4	5.4	No		
$P_b = 0,01atm, T_b = 25^\circ C$	2.9	3.9	4.0	4.9	6.8	6.9	Si(9)	Si(9)	Si(15)

Tabla 4.1: Dimensiones de equipos para dos condiciones operativas distintas. Para una cascada de 3 escalones con $P = 292,454 \frac{molUF_6}{dia}$, $N_p = 0,04$, $N_F = 0,00711$ y $N_W = 0,0025$.

Si estos tamaños de equipos se compara con el consumo energético obtenido en estas dos condiciones operativas, se puede ver que para las condiciones de operativas en las cuales se tiene un bajo consumo energético, los tamaños son mayores o es necesario ubicar un dado número de equipos en paralelo para manejar los caudales de cada escalón. Para el caso en el cual el consumo energético es superior se tiene que el tamaño de los equipos disminuye. Esto nos muestra la relación de compromiso que hay entre el consumo energético de la planta y el tamaño de los equipos y su punto óptimo se determina a partir de el balance de costos de la planta.

Capítulo 5

Modelo Simplificado de enriquecimiento por centrífugas

La separación isotópica mediante la utilización de centrifugas, se basa en la aplicación de campos de fuerzas intensos a las moléculas de gas de los distintos isótopos de interés. Esto da como resultado que el isótopo más pesado se concentre en dirección al campo de fuerza aplicado, mientras que el isótopo liviano se concentra en dirección contraria. Para generar el mencionado campo de fuerza, se utiliza la rotación de un cilindro a altas velocidades. Lo cual da como resultado que el isótopo más pesado se concentre en la pared del cilindro rotante y que el isótopo liviano se concentre alrededor del eje de giro. Como es de esperar entonces una centrífuga consiste en un cilindro hueco que gira a altas velocidades alrededor de su eje (rotor), en el cual se inyecta el gas con los isótopos a separar y los puntos de extracción de las corrientes del gas enriquecido y empobrecido son en la parte superior e inferior del rotor, respectivamente. Este cilindro está dentro de otro cilindro o carcasa (un modelo de centrífuga puede verse en la fig.(5.0.1)), que se mantiene en condiciones de vacío para disminuir la fricción con el aire del cilindro rotante. El material de la pared del cilindro rotante debe tener una alta relación de resistencia mecánica a densidad por las exigencias mecánicas en las cuales opera. [8][6]

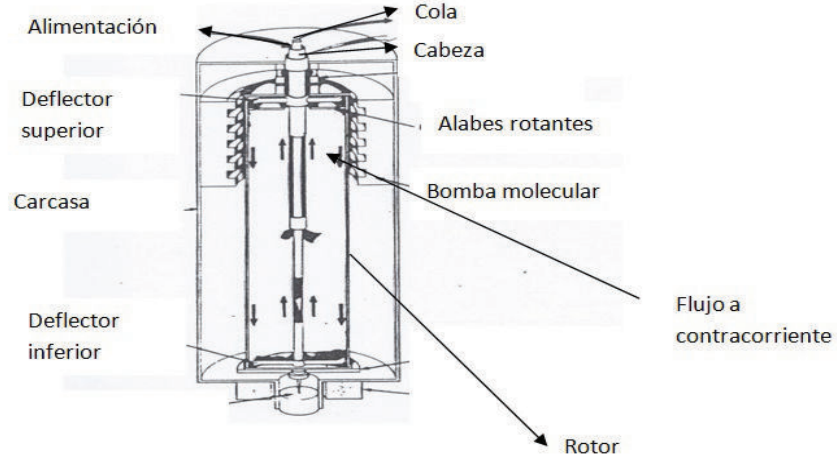


Figura 5.0.1: Esquema de un modelo típico de centrífuga.

Empleando un flujo a contracorriente en que el gas ubicado en la región central y periférica circulan en dirección axial pero en sentidos contrarios, permite incrementar el factor de separación obtenido únicamente por la rotación (factor de separación elemental de la centrífuga). Para establecer este flujo en el gas se puede realizar mediante:

- La implementación de convección natural. La cual se puede generar por calentadores y enfriadores ubicado en la parte inferior y superior del rotor respectivamente, o estableciendo un gradiente de temperatura a lo largo de la pared.
- La implementación internas de alabes y deflectores.
- O mediante la implementación flujo forzado mediante bombas externas a la centrífuga. Esta opción permite mayor flexibilidad operativa, pero el diseño de la máquina se hace más complejo.

5.1. Factor de separación elemental

El factor de separación elemental de una centrífuga se obtiene a partir del establecimiento de distintas concentraciones a diferentes radios debido a la rotación de la misma. Para su cálculo se supone que el gas rota como un sólido rígido solidario al rotor, esta condición implica que $V_z = V_r = 0$ y $V_\theta = \Omega_{rotor} r$ donde Ω_{rotor} es la velocidad angular. Además el gas se lo considera un gas perfecto, para la obtención de sus distintas propiedades termodinámicas.

La variación de presión (P) en función del radio (r) se puede obtener a partir de la ecuación de balance de cantidad de movimiento en la dirección radial, lo cual da:

$$\frac{dP}{dr} = \rho \Omega^2 r \quad (5.1.1)$$

5.1. FACTOR DE SEPARACIÓN ELEMETAL

donde ρ es la densidad del gas y se puede calcular mediante la ecuación de estado para un gas ideal:

$$\rho = P \frac{M}{RT} \quad (5.1.2)$$

Donde M es la masa molecular del gas, R la constante universal de los gases y T la temperatura absoluta del mismo. Al reemplazar ρ e integrar (5.1.1) con respecto a r , se obtiene:

$$P_{(r)} = P_a \exp\left(-\frac{M v_a}{2 R T} \left(1 - \frac{r^2}{a^2}\right)\right) \text{ o } \rho_{(r)} = \rho_a \exp\left(-\frac{M v_a}{2 R T} \left(1 - \frac{r^2}{a^2}\right)\right) \quad (5.1.3)$$

Donde “ a ” es el radio interno del rotor, v_a es la velocidad tangencial de giro del rotor y P_a es la presión del gas en la pared interna del rotor (ρ_a es la densidad). Se puede ver que dicho gradiente de presión depende del masa molecular del gas. Por lo que para una mezcla binaria de gases cuyas masas moleculares son M_1 y M_2 , con $M_2 > M_1$ se obtiene que:

$$P_{(r)} N_2 = P_{2(a)} N_{2(a)} \exp\left(-\frac{M_2 v_a}{2 R T} \left(1 - \frac{r^2}{a^2}\right)\right) \quad (5.1.4)$$

$$P_{(r)} N_1 = P_{1(a)} N_{1(a)} \exp\left(-\frac{M_1 v_a}{2 R T} \left(1 - \frac{r^2}{a^2}\right)\right) \quad (5.1.5)$$

Recordando la definición de factor de separación, (2.2.2), se puede obtener el factor de separación elemental como:

$$q_{0(r,a)} = \exp\left(-\frac{(M_2 - M_1) v_a}{2 R T} \left(1 - \frac{r^2}{a^2}\right)\right) \quad (5.1.6)$$

Por lo que el factor de separación elemental en una centrífuga depende de la diferencia de masa de los isótopos a separar, de la velocidad de giro, la temperatura de trabajo y el radio interno del rotor. Valores típicos de dicho factor de separación se pueden ver en la tabla (5.1):

Velocidad tangencial de giro (m/s)			
	400	500	700
r/a	q_0		
0	1.101	1.162	1.343
5	1.075	1.119	1.247

Tabla 5.1: Tabla con valores típicos del factor de separación elemental de una centrífuga. Para 3 distintas velocidades típicas y para dos posiciones radiales diferentes (la primera en el centro del rotor de la centrífuga y la otra a la mitad del radio interno del rotor).[8]

A partir de estos valores del factor de separación elemental se puede ver que al ir incrementando la velocidad periférica de giro del rotor se incrementa el factor de separación elemental y dicho factor es el que se ve multiplicado en una centrífuga a contracorriente. Por lo que es de esperar que se busque las mayores velocidades posibles.

5.2. Diseño mecánico

En esta sección se dan los principales parámetros de diseño mecánico de las centrífugas, mediante los cuales se pueden definir las dimensiones de las centrífugas y su máxima velocidad de giro. Por lo tanto mediante la selección de dichos parámetros quedan limitadas las propiedades separativas de las centrífugas. La limitación en la máxima velocidad de giro que puede soportar el cilindro rotante sin fallar, se debe a que la rotación del mismo genera tensiones tangenciales en función de su velocidad de giro y su valor máximo se encuentra limitado por las propiedades mecánicas del material del cual está constituido el cilindro. Por otro lado la altura del rotor es tal que permite evitar ciertas combinaciones de radio, altura y velocidad de giro con las cuales el rotor experimentaría vibraciones longitudinales resonantes. Y las centrífugas diseñadas con valores por debajo de este límite se denominan subcríticas.[8][6]

Sin embargo se puede permitir una altura por encima de los valores límites que evitan la resonancias longitudinales, a costa de permitir que el rotor durante el arranque y/o apagado experimente pasar por estas frecuencias. A estas centrífugas se las denomina supercríticas. Para su implementación son necesarios sistemas que cambien los modos resonantes en estas transiciones. Por último la velocidad de giro de trabajo de estas centrífugas, así como en el caso subcrítico debe fijarse en un valor adecuado de forma tal de estar lo suficientemente alejado de las zonas resonantes.

5.2.1. Máxima velocidad de giro y espesor del rotor

La máxima velocidad de giro para una centrífuga viene determinada por la máxima tensión tangencial (σ_θ) que el material que compone al rotor puede soportar. Las tensiones tangenciales se originan por la fuerza centrífuga, aplicada a cada parte del rotor debido a la rotación del mismo. Al realizar un balance de fuerzas en la dirección radial se obtiene que:

$$\sigma_\theta = \rho \omega^2 a^2 = \rho v_a^2 \quad (5.2.1)$$

Con lo que conociendo la máxima tensión admisible (σ_{max}) para el material del rotor y su densidad, se puede establecer un valor máximo para su velocidad tangencial, la cual es:

$$v_{a\ max} = \sqrt{\frac{\sigma_{max}}{\rho}} \quad (5.2.2)$$

El espesor del rotor viene definido a partir del cálculo de las frecuencias naturales del rotor considerado como una viga simplemente apoyada [5], y dicho espesor debe verificarse de forma tal que las tensiones tangenciales aplicadas al mismo, no superen los límites de seguridad para el rotor. Estas frecuencias naturales (ω_i) se estiman, a partir de la ec.(5.2.3):

$$\omega_i = (i\pi)^2 \sqrt{\frac{EI}{mL^4}} \quad i = 1, 2, 3, \dots \quad (5.2.3)$$

donde se cumple que

$$\omega_1 < \omega_2 < \dots < \omega_n \quad (5.2.4)$$

En la cual E es el módulo de elasticidad del material, \bar{m} la masa por unidad de longitud del rotor, L su longitud y I es el segundo momento de área, que se calcula a partir de la siguiente expresión y para el caso del cilindro su solución es:

$$I = \int_{\text{área transversal}} r^2 dA = \frac{\pi}{4} (r_e^4 - r_o^4) \quad (5.2.5)$$

donde r_o es el radio interno del rotor y r_e es el radio externo. Y el espesor se puede calcular a partir de estos radios como:

$$E_{\text{rotor}} = r_e - r_o \quad (5.2.6)$$

El espesor y r_o se dimensionan de forma tal que las frecuencias naturales del rotor sean superiores a la velocidad angular de giro del mismo, esta medida se utiliza para evitar vibraciones que hagan entrar en resonancia al rotor debido a las vibraciones que se generan por su rotación. La condición en las frecuencias naturales de resonancia superiores a la velocidad angular de rotación de la centrífuga, es una condición para las centrífugas subcríticas. No se tratará los criterios de diseño mecánico que se debe imponer a las centrífugas supercríticas, ya que los mismos exceden el alcance del presente proyecto integrador.

Además el espesor debe verificar que las tensiones tangenciales debida a la fuerza centrífuga y a la presión interna, cumplan con:

$$2E_{\text{rotor}}\sigma_{\text{diseño}}Z_H > 2P_a r_o Z_H E_{\text{rotor}} + 2EZ_H \rho v_a^2 \quad (5.2.7)$$

Donde Z_H es la altura de la centrífuga. Es decir que soporte las tensiones tangenciales aplicadas sobre el rotor, sin llegar a valores críticos que impliquen deformación o ruptura del rotor.

5.2.2. Condiciones para vibraciones resonantes en un cilindro rotante

Para ciertas velocidades de giro del rotor, se ingresa a zonas en las cuales las ondas de vibración longitudinales pueden entrar en resonancias. Esto quiere decir que para estas velocidades de giro la energía rotacional que posee el rotor es usada para incrementar la amplitud de dichas vibraciones, pudiendo llegar al punto de ruptura del mismo. Estas velocidades de giro quedan definidas por:

$$\Omega_i = \lambda_i \frac{a}{Z_H^2} \sqrt{\frac{E}{2\rho}} \quad (5.2.8)$$

Donde Z_H es la longitud del cilindro, λ_i son los autovalores para cada modo de resonancia y E el modulo de elasticidad del material. Los distintos autovalores son:

i	1	2	3	4	5
λ_i	22.0	61.7	121.0	200.0	298.2

Tabla 5.2: Los primeros 5 autovalores correspondiente a los primeros 5 modos de resonancia para el cilindro rotante.

Ahora teniendo en cuenta la restricción en la velocidad de giro, (5.2.2), se puede establecer que para un dado material se debe evitar ciertas relaciones de Z_H/a , de forma tal de evitar los modos resonantes del rotor. Esta relación queda definida por:

$$\left(\frac{Z_H}{a}\right)_i = \sqrt{\lambda_i} \sqrt[4]{\frac{E}{2\sigma_{Max}}} \quad (5.2.9)$$

A partir de los distintos valores de $(Z_H/a)_i$ se puede definir el tamaño del rotor de forma tal que el rotor opere por debajo de todas las condiciones resonantes. A estas centrífugas se las denominan como subcríticas. Otro tipo de centrífugas son aquellas que se le permite que sus dimensiones sean tales que, la velocidad de giro de dichas centrífugas se encuentren por encima del primer valor resonante (ω_1), tales centrífugas se las denominan supercríticas. Para la operación de las centrífugas supercríticas se debe tener presente que tanto en el arranque como en la parada, las mismas van a atravesar condiciones de resonancias y el tiempo que dure dichas condiciones debe ser disminuido al mínimo posible con el diseño de los dispositivos necesarios.

Los distintos materiales utilizados para la contrucción del rotor se listan en la siguiente tabla con los valores de las propiedades mecánicas de los mismos:

Material	Aleaciones de Aluminio	Acero de Alta resistencia	Titania	Acero Martensítico
Densidad (Kg/m^3)	2800	7800	4600	7800
σ_{Max} (MPa)	448	1381	897	1932
E (MPa)	71000	207000	114000	207000
v_{Max} (m/s)	400	421	442	498
(L/a) (Para la primera resonancia)	14.0	13.8	13.2	13.8

Tabla 5.3: Materiales típicos para la contrucción del rotor y sus propiedades mecánicas relevantes a tener en cuenta

5.3. Factor de separación de una centrífuga con flujo a contracorriente

Con el establecimiento del flujo a contracorriente en una centrífuga, el factor de separación obtenido es superior al valor dado por el factor de separación elemental. Para la obtención de dicho factor se debe plantear las ecuaciones básica de difusión para el gas dentro del rotor y resolver las ecuaciones de difusión para la molécula del gas que contiene al isótopo de interés. Se puede observar que el flujo de las moléculas de gas que contiene al isótopo de interés tiene dos componentes, que son el flujo radial y el flujo axial, cuyas ecuaciones son [2]:

$$J_r = -\rho D \left(\frac{\partial N}{\partial r} + 2 \Delta A^2 r N \right) + \rho v_r N \quad (5.3.1)$$

$$J_z = -\rho D \frac{\partial N}{\partial r} + \rho v_z N \quad (5.3.2)$$

donde ΔA^2 es

$$\Delta A^2 = \frac{\Delta M \omega^2}{2 R T} \text{ o } A^2 = \frac{M \omega^2}{2 R T} \quad (5.3.3)$$

donde ΔM es la diferencia de masa molecular de los isótopos a separar. Por otra parte también se tiene la ecuación de conservación para el isótopo liviano la cual, se puede expresar en coordenadas cilíndricas como:

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r J_r) + \frac{\partial}{\partial z} J_z = 0 \quad (5.3.4)$$

Que junto con las ecuaciones (5.3.4), (5.3.2) y (5.3.1), permiten obtener la ecuación fundamental para el campo de concentraciones en estado estacionario del gas en el interior de la centrífuga.

$$-\rho D \frac{\partial^2 N}{\partial Z^2} - \rho D \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial N}{\partial r} + 2 \Delta A^2 r N \right) + \rho v_z N = 0 \quad (5.3.5)$$

Donde en esta ecuación se tuvo en cuenta para su obtención que ρD se asume constante y que el termino $\rho v_r \frac{\partial N}{\partial r}$ se desprecia, esto es así ya que dicho término tendrá relevancia sólo en los extremos del rotor. Las condiciones de contorno para dicha ecuación son:

$$r = a \quad J_r(a) = \frac{\partial N}{\partial r} + 2 \Delta A^2 r N = 0 \quad (5.3.6)$$

$$r = 0 \quad J_r(0) = \frac{\partial N}{\partial r} = 0 \quad (5.3.7)$$

$$Z = 0 \quad \int_0^a J_z 2 \pi r dr = -L (1 - \theta) N'' \quad (5.3.8)$$

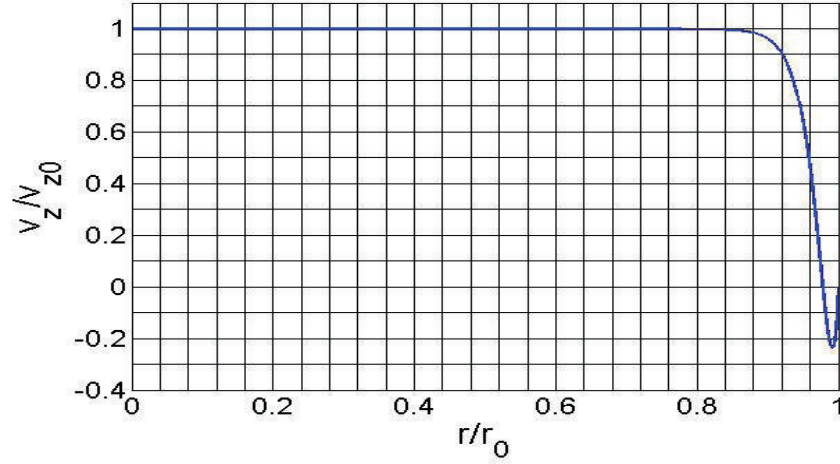


Figura 5.3.1: Perfil de velocidad axial (“perfil de velocidades de Berman-Olander”) para una centrífuga.

$$Z = Z_H \int_0^a J_z 2 \pi r dr = L \theta N' \quad (5.3.9)$$

Donde para la resolución de (5.3.5) se debe conocer $\rho v_{z(r,z)}$, el cual se determina resolviendo las ecuaciones hidrodinámicas para el gas dentro de la centrífuga. La resolución de dichas ecuaciones es compleja y se puede llevar a cabo de diferentes formas, sea mediante resolución analítica o numérica; pero debido al acotado tiempo que se tiene para este proyecto integrador se optó con proponer un perfil típico de velocidad $v_{z(r)}$ para el gas dentro de una centrífuga a contracorriente, dada por la siguiente expresión [8]:

$$v_z = v_0 \left\{ 1 - \frac{r^2}{a^2} [2 A^2 (1 - \frac{r^2}{a^2})] \exp(-A^2 (1 - \frac{r^2}{a^2})) \right\} \quad (5.3.10)$$

Dicho perfil de velocidades, cuya forma funcional se puede consultar en la fig.5.3.1, se conoce como “perfil de velocidades de Berman-Olander” y se obtiene a partir de la resolución de las ecuaciones hidrodinámicas del gas, pero bajo las siguientes aproximaciones:

1. La velocidad radial es nula.
2. La velocidad axial sólo depende de r.

Dicho perfil es válido para un amplio rango de A^2 , el cual cubre los valores alcanzados por las centrífugas de interés práctico. Si además combinamos este perfil con el perfil de densidades que se establece en una centrífuga ec.(5.1.3), se obtiene la expresión ec.(5.3.11) que es el perfil axial de flujo másico, cuyo comportamiento funcional puede ser consultado en la fig.(5.3.2):

$$(v_z \rho)_{(r)} = v_0 \rho_{(a)} \left\{ \left[1 - \frac{r^2}{a^2} \left[2 A^2 \left(1 - \frac{r^2}{a^2} \right) \right] \exp(-A^2 (1 - \frac{r^2}{a^2})) \right] \exp(-A^2 (1 - \frac{r^2}{a^2})) \right\} \quad (5.3.11)$$

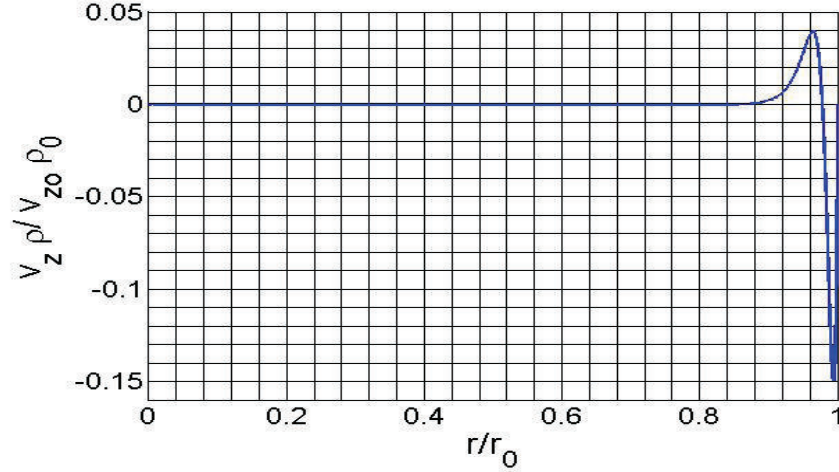


Figura 5.3.2: Perfil axial de flujo másico (obtenido a partir del “perfil de velocidades de Berman-Olander” y la expresión de la densidad del gas en el interior del rotor) para una centrífuga.

Con lo cual se está en condiciones de aplicar el método de Cohen [2][4] para obtener una solución de la ecuación ec.(5.3.5) con sus correspondientes condiciones de contorno, dicha solución es una muy buena aproximación a la resolución exacta del problema. Este método se basa en que la concentración varía muy poco con respecto a la coordenada radial en comparación con su variación en la coordenada axial. Esto lleva a que se pueda despreciar términos de variación de segundo orden con respecto a la coordenada radial. Además se propone aproximar la variación de concentración con respecto a la coordenada axial, por la variación de la concentración promediada respecto a la coordenada radial, dicho concentración promedio se calcula de la siguiente manera:

$$\bar{N}_{(z)} = \frac{\int_0^a N 2 \pi r dr}{\pi a^2} \quad (5.3.12)$$

Con la aplicación de este método, se obtiene:

$$L \theta (N' - \bar{N}_{(z)}) = C (2 \varepsilon_s \bar{N}_{(z)} - K \frac{d\bar{N}_{(z)}}{dz}) \quad (5.3.13)$$

para la zona de enriquecimiento del rotor de la centrífuga. Con las siguientes condiciones de contorno

$$z = Z_H \quad \bar{N} = N' \quad (5.3.14)$$

$$z = Z_F \bar{N} = N_0 \quad (5.3.15)$$

Y para la zona de agotamiento del mismo se obtiene de manera análoga que:

$$-L(1 - \theta)(N'' - \bar{N}_{(z)}) = C(2\epsilon_s \bar{N}_{(z)} - K \frac{d\bar{N}_{(z)}}{dz}) \quad (5.3.16)$$

$$z = 0 \bar{N} = N'' \quad (5.3.17)$$

$$z = Z_F \bar{N} = N_0 \quad (5.3.18)$$

donde

$$C = \frac{1}{2} \int_0^a |\rho_{(r)} v_{z(r)}| 2\pi r dr \quad (5.3.19)$$

$$K = a \left(\frac{\pi a \rho D}{C} + \frac{2\pi C}{a \rho D} \int_0^a \left(\frac{\psi}{C} \right)^2 \frac{dr}{r} \right) \quad (5.3.20)$$

$$\epsilon_s = 2\pi \Delta A \int_0^a \left(\frac{\psi}{C} \right) r dr \quad (5.3.21)$$

$$\psi = \int_0^r \rho_{(r')} v_{z(r')} r' dr' \quad (5.3.22)$$

Con la anterior definición de los parámetros C , K , ϵ_s y ψ no se tiene en cuenta las posibles perturbaciones en el circulación interna del gas que introducen las extracciones de material en ambas zonas. Por lo que se asumirá que dicha perturbaciones son pequeñas y que por lo tanto dichos parámetros no dependen de los puntos de extracción. Por lo que para integrar las ecuaciones (5.3.13) y (5.3.16) con sus respectiva condiciones de contorno, se asume que los parámetros C , ϵ_s y K son independiente de la coordenada axial. Y con ello se obtiene que, para la zona de enriquecimiento del rotor:

$$N' = N_0 \left(\frac{1 + \varphi}{\varphi + \exp(-(1 + \varphi) \frac{2\epsilon_s}{K} (Z_H - Z_F))} \right) \quad (5.3.23)$$

y para la zona de agotamiento de forma análoga se tiene que:

$$N'' = N_0 \left(\frac{1 - \varphi'}{-\varphi' + \exp((1 - \varphi') \frac{2\epsilon_s}{K} Z_F)} \right) \quad (5.3.24)$$

donde

$$\varphi = \frac{L \theta}{2 \epsilon C} \quad (5.3.25)$$

$$\varphi = \frac{L(1 - \theta)}{2 \epsilon C} \quad (5.3.26)$$

Donde N_0 en general es diferente a la concentración del gas que alimenta a la centrífuga (N), y su relación se puede derivar a partir de combinar las ecuaciones (2.2.13), (5.3.23) y (5.3.24). Con lo que se obtiene que:

$$N = N_0 \left\{ \frac{\theta(1 + \varphi)}{\varphi + \exp(-(1 + \varphi) \frac{2\epsilon_s}{K} (Z_H - Z_F))} + \frac{(1 - \theta)(1 + \varphi')}{-\varphi' + \exp((1 - \varphi') \frac{2\epsilon_s}{K} Z_F)} \right\} \quad (5.3.27)$$

Con las ecuaciones ec.(2.2.2), ec.(5.3.23) y ec.(5.3.24), se puede obtener el factor de separación de la centrífuga, como:

$$q = \frac{N'}{N''} Fc = \frac{1 + \varphi}{1 - \varphi'} \frac{-\varphi' + \exp((1 - \varphi') \frac{2\epsilon_s}{K} Z_F)}{\varphi + \exp(-(1 + \varphi) \frac{2\epsilon_s}{K} (Z_H - Z_F))} Fc \quad (5.3.28)$$

$$Fc = \frac{1 - N''}{1 - N'} \quad (5.3.29)$$

Donde Fc es un factor de ajuste que tiene en cuenta las concentraciones del material extraído de la centrífuga, y para bajas concentraciones ($N' y N'' \ll 1$) se tiene que $Fc \simeq 1$ (Dicha condición se cumple para concentraciones por debajo de el 1 % de enriquecimiento). Los valores típicos del factor de separación de una centrífuga a contracorriente reportados son $q > 1,3$ [6].

Otra magnitud importante a tener en cuenta en una centrífuga es el inventario de gas o masa que ella contiene, el cálculo del mismo se puede llevar a cabo conociendo la densidad del gas. Para ello se toma como densidad a la dada por la ec.(5.1.3) y se desprecia con ello la variación de la densidad con la coordenada axial frente a la variación de la misma con respecto a la coordenada radial. Por lo tanto integrando la densidad en el volumen interno del rotor, se obtiene la siguiente expresión para determinar el inventario [6]:

$$Inv = \frac{\pi r_0^2 Z_H M P_a}{A^2 R T} (1 - \exp(-A^2)) \quad (5.3.30)$$

Por lo que se puede ver el inventario depende de la Presión en la pared (P_a), la temperatura (T), la altura de la centrífuga (Z_H) y A^2 el cual nos da información de la velocidad de giro. A partir de aquí se puede ver que para una dada centrífuga con dimensiones ya establecidas que gira a una velocidad prefijada, si se quiere incrementar el inventario que la misma contiene, se tiene como consecuencia el incremento en la presión en la pared interna del rotor, y al estar el mismo exigido por las tensiones tangenciales de origen centrífugo, dicho incremento se encuentra limitado desde un punto de vista mecánico de forma tal de no superar los márgenes

de seguridad en lo que respecta a las tensiones aplicadas a el rotor.

5.3.1. Consumo Energético de una centrífuga

El consumo energético de una centrífuga se puede estimar como la energía requerida para que el gas en el interior del rotor gire, solidario al mismo, a la velocidad angular del rotor, es decir puede ser estimada a partir de la siguiente ecuación:

$$E_{centrifuga} = \frac{1}{2} I_g \Omega_{rotor}^2 f e \quad (5.3.31)$$

Donde I_g es el momento de inercia del gas, Ω_{rotor} es la velocidad angular de giro del rotor y $f e$ es un factor de corrección al cálculo para tener en cuenta energía extra debido a efectos viscosos y de circulación del gas. El momento de inercia del gas confinado en el rotor y rotando alrededor de su eje puede ser calculado mediante la siguiente expresión:

$$I_g = \int_{Volumen\ Rotor} r^2 \rho dr d\theta dz \quad (5.3.32)$$

Esta energía es la requerida para hacer rotar a todo el inventario o gas que contiene la centrífuga, si a su vez se divide esta energía por el inventario se tiene la energía por unidad de masa que se consume para hacer rotar el gas.

$$e_{centrifuga} = \frac{E_{centrifuga}}{Inv} \quad (5.3.33)$$

Con esta expresión y el caudal de alimentación a la centrífuga se puede determinar la potencia que consume dicha centrífuga al ser alimentada con ese caudal:

$$P_{centrifuga} = e_{centrifuga} L_{centrifuga} \quad (5.3.34)$$

5.4. Resultados

A partir de las ecuaciones anteriormente planteadas, se puede ver el comportamiento del factor de separación frente a la altura, radio y velocidad de giro. Estos comportamientos pueden ser observados en las figuras (5.4.1) y (5.4.2):

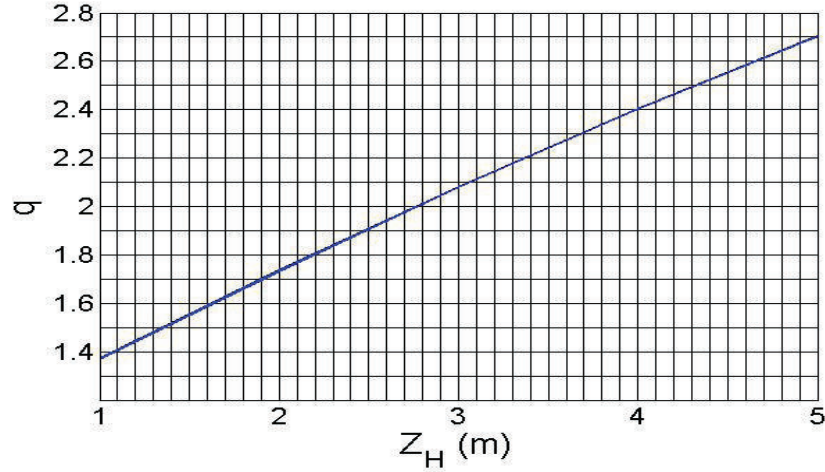


Figura 5.4.1: q Vs Z_H (m). Para $r_0 = 25\text{cm}$, $V_{\text{periférica}} = 600\text{m/s}$.

A partir de la fig.(5.4.1) se puede ver que mientras mayor sea la altura de la centrífuga, mayor va a ser la multiplicación del factor de separación elemental en una centrífuga a contracorriente y por lo tanto mayor el factor de separación real obtenible en dicha centrífuga, por otro lado también se puede observar que el factor de separación tiene un comportamiento aproximadamente lineal respecto a la altura. Para el caso de la velocidad periférica de rotación se observa también un comportamiento creciente del factor de separación con el incremento de la velocidad; pero el incremento es más acentuado que el caso anterior.

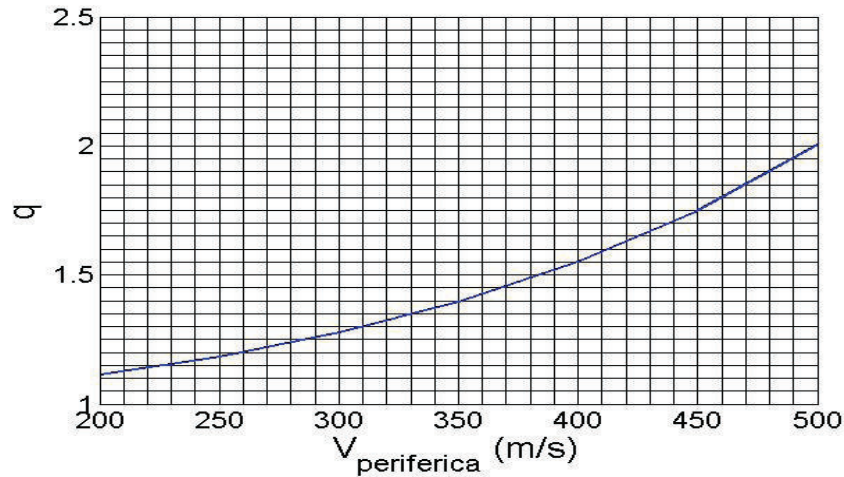


Figura 5.4.2: q Vs $V_{\text{periférica}}$ (m/s). Para $H = 5\text{m}$ y $r_0 = 25\text{cm}$.

Si bien es de esperar que en lo que respecta a separación, se busque centrífugas altas y de altas velocidades periféricas, el límite lo pone la tecnología de materiales y de fabricación del rotor de la que se dispone. No obstante para centrífugas del orden del metro y con velocidades

del orden del orden de 400 a 500m/s, se puede obtener factores de separación cercanos a $q \simeq 1,3$, que son ampliamente superiores a los factores de separación real obtenido para el caso de difusión gaseosa. Sin embargo, la centrífuga presenta una limitación en el caudal de alimentación que la misma puede mover. Esto se puede explicar por el hecho de que si el caudal de alimentación y extracción es excesivo, el efecto de separación centrífugo se ve distorsionado por el caudal de alimentación a la centrífuga, dicho efecto puede ser observado en la figura 5.4.3. Si bien mientras menor sea el caudal de alimentación a la centrífuga, mayor es el factor de separación (q), hay un limite inferior que lo impone las UTS obtenidas por la centrífuga, que si se observa la fig. (5.4.4) hay un caudal óptimo ($L_{centrifuga}^{optimo}$) que maximiza las UTS obtenidas por la misma.

La etapa separativa típica de una cascada de enriquecimiento constituida por centrífuga consiste en un gran número de centrífugas dispuestas en paralelo de forma tal que puedan manejar el caudal requerido por la cascada. El número de centrífugas en paralelo viene determinado por la relación $L_{cascada}/L_{centrifuga}^{optimo}$, redondeada al entero superior. Por otro lado también se debe tener en cuenta en el diseño de la misma que dicho caudal óptimo debe ser lo más grande posible, sin perjudicar en demasía el q y las UTS de cada centrífuga, para así disminuir el número de centrífugas en paralelo, y así disminuir el costo de capital de la planta.

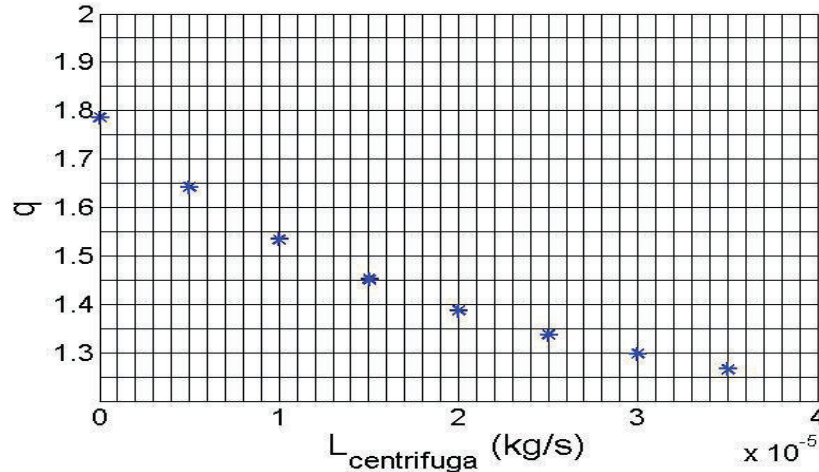


Figura 5.4.3: q Vs L (caudal de alimentación a la centrífuga en kg/s). Para $r_0 = 30cm$, $H = 1,5m$ y $V_{periferica} = 500m/s$.

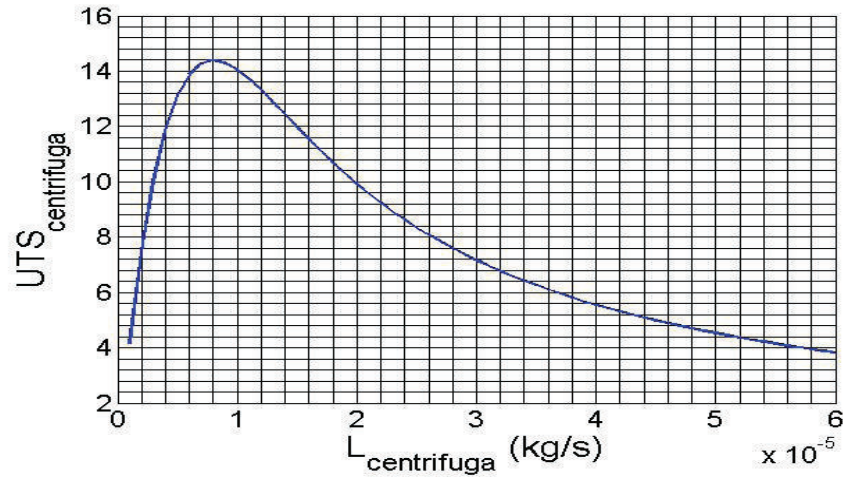


Figura 5.4.4: UTS_{centrífuga} vs L (caudal de alimentación a la centrífuga en kg/s). Para $r_0 = 30cm$, $H = 1,5m$ y $V_{periferica} = 500m/s$.

Además de buscar el caudal óptimo, se tiene que optimizar la posición vertical en donde se va a alimentar el material a enriquecer de forma tal de reducir el remezclado interno que la corriente de alimentación puede provocar. Esto se puede apreciar en la fig.(5.4.5), donde se puede ver que el óptimo en la posición de alimentación se da en aproximadamente cerca de la mitad de la altura de la centrífuga.

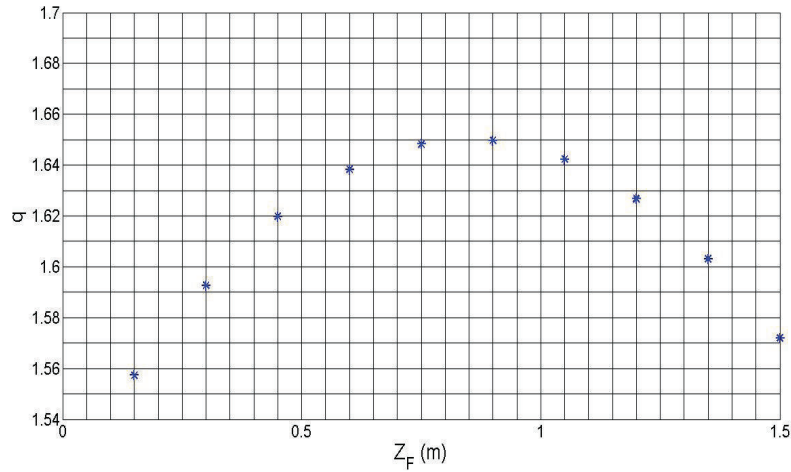


Figura 5.4.5: q Vs Z_F (m). Para $r_0 = 25cm$, $H = 1,5m$ y $V_{periferica} = 500m/s$.

Por otra parte se tiene que tener en cuenta el efecto que tiene la velocidad axial la circulación interna (C). El cual se puede ver en la fig.(5.4.6), donde el efecto del incremento de la velocidad axial incrementa la circulación interna (C) en la centrífuga, de forma aproximadamente lineal. El incremento de la circulación interna tiene dos efectos, inicialmente incrementa

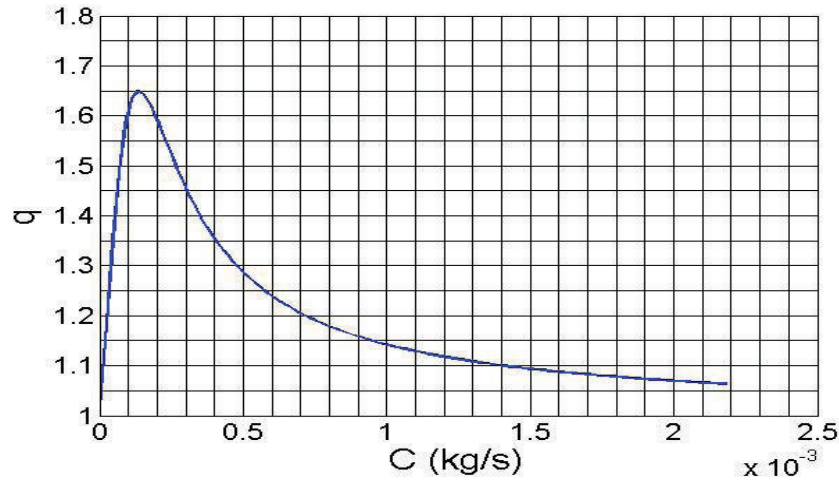


Figura 5.4.7: q Vs C (kg/s). Para $r_0 = 25cm$, $H = 1,5m$ $V_{periferica} = 500m/s$.

el poder de separación de la centrífuga hasta llegar a un valor máximo de q y por lo tanto define un valor óptimo para C . Es decir, C inicialmente favorece a la amplificación del q_0 por el flujo a contracorriente(5.4.7). Para valores mayores al óptimo aquí encontrado (para C), se tiene el otro efecto para la circulación, que es la disminución del factor de separación debido al remezclado interno que se producen a valores tan altos de C .

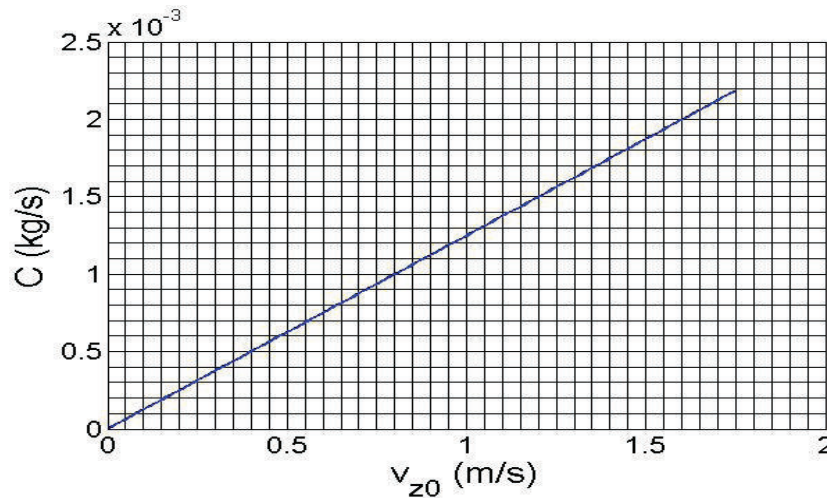


Figura 5.4.6: C (kg/s) Vs v_z (m/s). Para $r_0 = 25cm$, $H = 1,5m$ y $V_{periferica} = 500m/s$.

Otro factor también importante a tener presente es la presión en la pared (P_a), ya que su valor debe mantenerse acotado a fin de evitar deformaciones y/o ruptura del rotor. Su valor va a depender del inventario del gas y de la velocidad de rotación del rotor. Estas dependencias pueden verse en las figuras fig.(5.4.8) y fig.(5.4.9), donde al incrementar la velocidad aumenta P_a debido a la mayor fuerza centrífuga aplicada al gas. Por otro lado para una dada velocidad

5.4. RESULTADOS

de giro, si se desea incrementar el inventario de la centrífuga se debe incrementar en proporción similar la presión.

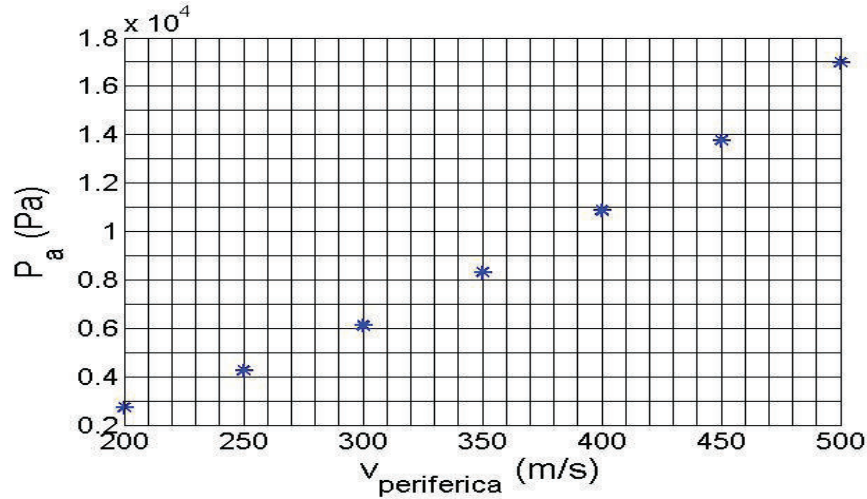


Figura 5.4.8: P_a (Pa) Vs $v_{periferica}$ (m/s). Para $r_0 = 25cm$, $H = 1,5m$ y $Inv = 30g$.

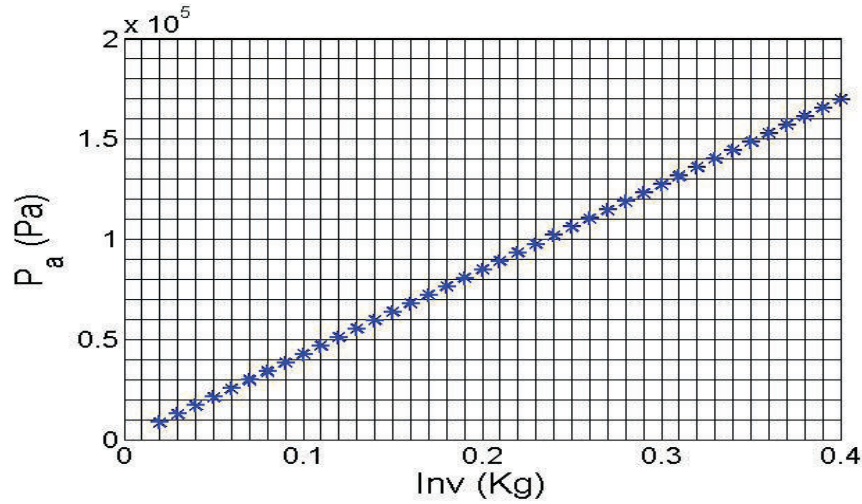


Figura 5.4.9: P_a (Pa) vs. Inv (kg). Para $r_0 = 25cm$, $H = 1,5m$ y $V_{periferica} = 500m/s$.

Pero si se recuerda la influencia que tiene la $V_{periferica}$ frente a q (fig.(5.4.2)), se tiene que trabajar con la mayor velocidad de giro que soporte el rotor y por lo tanto esto implica que el inventario debe reducirse de forma tal que las tensiones aplicadas al rotor estén por debajo de los límites de seguridad para la operación del mismo (recordar sección (5.2)).

También es de importancia para el cálculo mecánico, además de verificar que las tensiones a las cuales se encuentra sometido el rotor sean las admisibles por el material, verificar que la velocidad angular de rotación de la centrífuga esté por debajo de la frecuencia natural de resonancias del rotor. Esta condición es la que deben cumplir las centrífugas subcríticas y

dejando para otros trabajos el análisis de las centrifugas supercríticas.

Para verificar la condición de subcriticidad de la velocidad angular (ω) se debe tener presente la relación existente entre la misma y $v_{periferica}$ y r_0 . Esta relación se puede observar en la fig.(5.4.10).

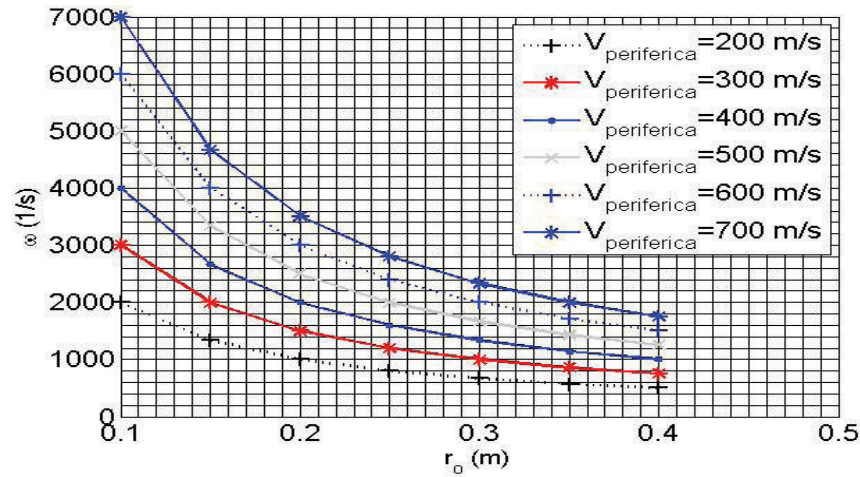


Figura 5.4.10: $\omega(1/s)$ vs r_o (m). Para diferentes $v_{periferica}$ (m/s).

Por lo que el valor de r_0 y el espesor del rotor (E_{rotor}), deben ser tales que $\omega < \omega_1$. La dependencia de ω_1 con respecto a r_0 y E_{rotor} , pueden ser apreciada en las figuras fig.(5.4.11) y fig.(5.4.12).

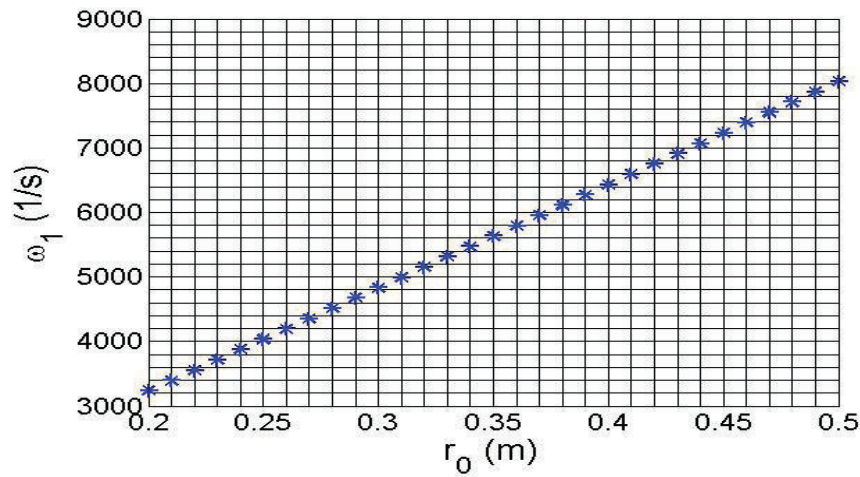


Figura 5.4.11: $\omega_1(1/s)$ vs r_o (m). Para el acero de alta resistencia con $Z_H = 1,5m$ y $E_{rotor} = 5mm$.

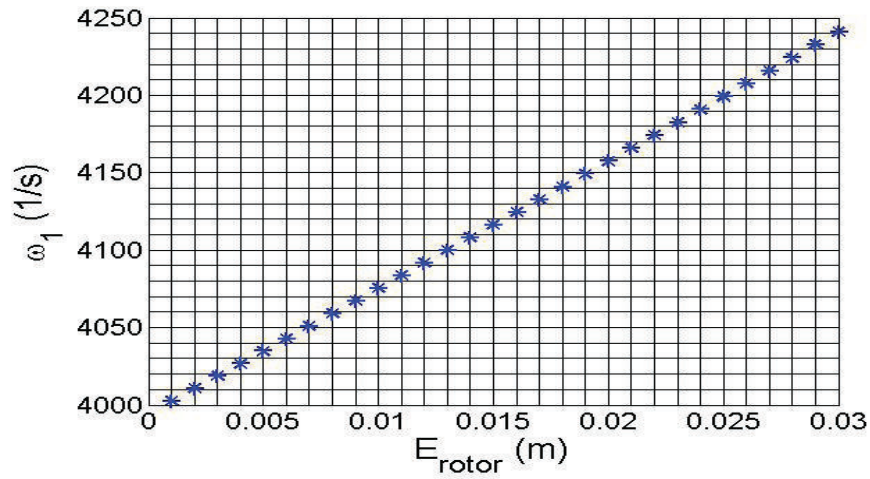


Figura 5.4.12: ω_1 (1/s) vs E_{rotor} (m). Para el acero de alta resistencia con $Z_H = 1,5m$ y $r_0 = 25cm$.

Por último queda por analizar la energía consumida por la centrifuga (ec.(5.3.31)), la cual depende del inventario y de la velocidad de rotación del mismo. En la fig.(5.4.13), se puede apreciar la $e_{centrifuga}$ para distintas $V_{periferica}$. Es decir el consumo energético aumenta con el incremento de la velocidad de giro.

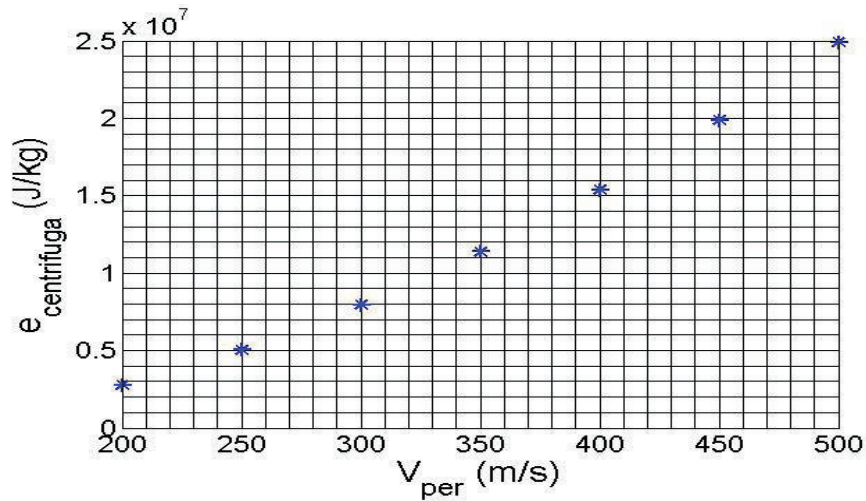


Figura 5.4.13: $e_{centrifuga}$ (J/kg) vs $v_{periferica}$ (m/s). Para $r_0 = 25cm$, $H = 1,5m$ y $Inv = 30g$.

A partir de todo lo analizado anteriormente se puede dar dos centrífugas como ejemplo las cuales son:

5.4. RESULTADOS

	Aluminio	Acero Martensítico (Maranging Steel)
H (m)	1	3
r_0 (cm)	16	30
H_F (m)	$0,65 H$	$0,7 H$
P_a (Pa)	$1,3 \cdot 10^4$	$2,6 \cdot 10^4$
E_{rotor} (mm)	15	10
q	1,3	1,3
Inv (g)	14,8	163,0
$L_{centrifuga}$ (kg/s)	$10 \cdot 10^{-6}$	$100 \cdot 10^{-6}$
R.P.M.	22500	16500
V_{per} (m/s)	380	485
UTS	2,5	23
Energía Consumida (J/kg)	$2,1 \cdot 10^7$	$1,2 \cdot 10^7$
Energía por UTS(kWh/UTS)	700	450

Tabla 5.4: Datos para dos modelos distintos de centrífugas.

Donde las UTS brindadas en la tabla se calcularon con las ec.(2.2.5), ec.(2.2.4), ec.(2.2.15) y ec.(2.5.25). Para dicho cálculo se asumió que $(1 - N') \simeq 1$ de la ec.(2.2.15) y que $\theta = 0,4$.

Capítulo 6

Dimensionamiento de plantas

En este capítulo se dimensionará dos cascadas de enriquecimiento con dos tipos de tecnología diferentes, que son las usadas generalmente a nivel industrial. Dichas tecnología son la difusión gaseosa y las centrífugas. Los parámetros globales utilizados para el cálculos de ambas cascadas fueron $P = 319,54 \frac{\text{molUF}_6}{\text{dia}}$, $N_P = 0,042$, $N_W = 0,0023$ y $N_F = 0,00711$.

Para realizar una comparación entre tecnologías se tomó configuraciones de cascada que presentan eficiencias similares. Para el caso de difusión gaseosa ($q < 1,004$) se empleó una cascada infinitesimal de 3 escalones (Ver sub-sección (3.1.2)), mientras que para el caso de centrífugas se empleo una cascada de $q = 1,3$. Para esta última, se utilizó la centrífuga de acero Martensítico dada en la tabla (5.4). Las condiciones de ambas tecnologías van a ser las mismas para la cual fueron realizados los cálculos en los capítulos (4) y (5).

6.1. Dimensionamiento de equipos con difusión gaseosa

En la tabla (6.1) se muestran las principales características obtenidas en una planta de enriquecimiento de Uranio por difusión gaseosa.

Equipos	1	2	3
Cantidad	950	1052	1255
H_{equipo} (m)	3	4.4	5.4
D_{equipo} (m)	1.7	2.4	3
kWh/UTS	2875		
UTS por equipo en promedio	55		

Tabla 6.1: Datos relevantes de los equipos de difusión gaseosa para una cascada de enriquecimiento de Uranio.

6.2. Dimensionamiento de equipos con centrífugas

En la tabla (6.2) se muestran las principales características obtenidas en una planta de enriquecimiento de Uranio mediante la utilizacion de centrífugas con flujo a contracorriente.

Equipos	1	2	3	4
Cantidad	2360	6500	953	200
$Z_H(\text{m})$	3			
$r_0(\text{m})$	0.3			
kWh/UTS	450			
UTS por equipo en promedio	17			

Tabla 6.2: Datos relevantes de una centrífuga para una cascada de enriquecimiento de Uranio.

6.3. Análisis de resultados

A partir de los datos obtenidos en el dimensionamiento de los equipos utilizados en estas cascadas se puede decir que, el gasto energético de una cascada de centrífugas es mucho menor al que se tiene con equipos de difusión gaseosa, en parte debido a las diferencias en los caudales de recirculación óptimos.

Por otro lado si bien se tiene un alto factor de separación para las centrífugas en comparación con el que se tiene la difusión gaseosa, esto no implica un número más bajo de equipos separativos. Esto es porque como lo observado en el capítulo (5), las centrífugas trabajan con caudales muy bajos y por lo tanto es necesario un arreglo en paralelo de las centrífugas para cada etapa de la cascada. En contrapartida un equipo de difusión gaseosa si bien tiene menor q , puede trabajar con caudales de alimentación ampliamente superiores a los de una centrífuga, por ello en primera instancia un arreglo en paralelo no resulta necesario, esto hace que al final de cuentas se necesite un mayor número de centrífugas que equipos de difusión gaseosa para una dada cascada.

Por otro lado el trabajar con una cascada de centrífugas, permite tener sólo un tipo de centrífuga. Mientras que con los equipos de difusión gaseosa se debe trabajar con 2 o más, dependiendo esto del enriquecimiento buscado. Por lo que en lo que respecta a diversificación de equipos la centrífuga permite disminuirla al mínimo, sin que ello perjudique la eficiencia separativa de la planta.

Dado que los caudales característicos de la cascada, se conforman para el caso de la centrífuga con equipos en paralelo, esto permite incrementar la cantidad de escalones en un número equivalente a etapas alcanzando la máxima eficiencia sin penalizar la diversificación de componentes.

Otros aspectos a tener en cuenta para el análisis de las cascadas es sí se dispone de la tecnología necesaria para la fabricación de los equipos separativos y de los equipos adicionales para que la planta opere, muchos de los cuales son de alta complejidad y su tecnología de fabricación se encuentra restringida.

Capítulo 7

Conclusiones

En lo que respecta a la optimización de la cascadas con respecto a su eficiencia separativa se puede decir que, en el caso de $q \leq 1,004$ se puede utilizar la aproximación infinitesimal sin que implique esto errores apreciables en el cálculo, las variables de optimización para este caso son los caudales y las concentraciones de transición entre escalones. Por otro lado el esquema de escalones analizados (el número de escalones en la zona de agotamiento y enriquecimiento es igual) demuestra aproximarse a las condiciones de cascada ideal de forma razonable con un número mayor de escalones. Los resultados de la optimización realizada para cascadas de distintos número de escalones (de 1 a 5), pudieron ser contrastado con datos publicados en la bibliografía consultada. Si bien el incremento del número de escalones en una cascada incrementa su eficiencia, se debe tener en cuenta otros factores que limitan este criterio como ser la diversificación de los equipos desde un punto de vista de costos.

Para las cascadas de factores de separación superiores, la distribución de escalones debe ser modificada. Dado los grandes saltos de concentración que se obtiene en cada etapa se debe adecuar el número de escalones en cada zona de la cascada, dependiendo el número de escalones a utilizar, del factor de separación y el grado de enriquecimiento a buscar. En el caso tratado con $q = 1,3$, el número de escalones utilizado fue de 2 para la zona de agotamiento y 3 para la zona de enriquecimiento, con el fin de tener una eficiencia comparable con difusión gaseosa. Por otro lado las variables de optimización para estos casos son los caudales, y las concentraciones de transición entre cada escalón debe ser definido de forma adecuada; pero la selección de estas concentraciones es acotado debido a los grandes saltos de concentración en cada etapa de la cascada.

En realidad para estos altos factores de separación y debido a que la tecnología implicada para la obtención de los mismos son las centrífugas, el criterio de diseño de estas cascadas es reproducir el patrón de caudales de la cascada ideal obteniéndose de esa manera la máxima eficiencia posible.

En los equipos de difusión gaseosa se encontró con el modelo planteado que hay condiciones óptimas de presión y temperatura, que permiten maximizar el poder separativo obtenido en los mismos. Dichas condiciones deben ser adecuadamente definida teniendo en cuenta

además que dichas condiciones afectan a otro parámetro importante de la membrana que es su permeabilidad, este parámetro es de importancia porque define el tamaño de los equipos necesarios para manejar los caudales de circulación en la cascada.

Además se vio que dichas condiciones operativas definen la energía consumida por UTS obtenida de la planta, teniendo un comportamiento contrario al anteriormente mencionado. Por lo que hay que definir un punto de compromiso entre la energía consumida y el tamaño de los equipos, este punto se define como aquel que minimiza el costo de producción de la planta.

Por último también se observó que los equipos de difusión gaseosa son capaces de manejar los caudales definidos en la optimización de la eficiencia de la cascada por lo cual cada etapa de la misma está constituida por sólo un equipo separativo.

Para las centrífugas se vio que el aumentar el tamaño y la velocidad de giro de las mismas incrementa el factor de separación obtenido en las mismas; pero dichos parámetros vienen limitados por las propiedades mecánicas del material del rotor y por la tecnología de fabricación disponible para la fabricación del mismo.

Para una centrífuga de tamaño y velocidad de giro dadas se debe optimizar además otros parámetros como ser el caudal de alimentación a la misma, la altura donde se alimenta a la centrífuga y la velocidad del flujo a contracorriente del gas. El caudal de alimentación, si bien desde el punto de vista del factor de separación se buscaría el menor posible, esto implicaría obtener muy pocas UTS en cada centrífuga, por lo que el caudal se define para maximizar las UTS obtenidas en la misma, en cambio los otros dos parámetros se definen para maximizar el factor separativo de la centrífuga. Por otro lado el inventario o cantidad de material que contiene una centrífuga viene limitada por las propiedades mecánicas de la centrífuga y la velocidad de giro de la misma.

Los caudales de alimentación que son necesarios en las centrífugas son muy bajos en comparación con los caudales definidos para una cascada de enriquecimiento, por lo que cada etapa de la cascada está constituida por un gran número de centrífugas en paralelo.

El consumo energético por UTS de la centrífuga viene determinado por el caudal de alimentación y la velocidad de giro. Como ya se mencionó antes estos parámetros vienen definidos de forma tal que maximicen las UTS y el factor de separación de la misma. Por lo que para minimizar el consumo por UTS se debe buscar aumentar al máximo posible el caudal de alimentación de la centrífuga; sin que esto implique un detrimento en el factor de separación y las UTS obtenida por la centrífuga.

Para finalizar se dimensionó dos cascadas de enriquecimiento con iguales parámetros globales, una con equipos de difusión gaseosa y la otra con centrífugas. Se vio a partir de ello que la cascada de difusión gaseosa consume más energía por UTS obtenida, dependiendo de la tecnología empleada.

El número de etapas necesario en cada cascada son diferentes y ampliamente superior el número de etapas necesarias para la cascada de difusión gaseosa. Sin embargo debido a su capacidad de trabajar con caudales superiores a los de la centrífuga el número de equipos

separativos necesarios es menor que el de centrifugas necesarias en la cascada.

Además cuando se comparó la diversificación en tamaño de equipos en ambas cascadas es menor en el caso de la centrífuga, ya que se trabaja con un sólo tamaño de equipo. En el caso de la difusión gaseosa el número diferente en tamaño de equipo con el cual se debe trabajar es definido por el grado de enriquecimiento buscado y por lo general es mayor a 1, para tener una eficiencia separativa razonable. Por otro lado si bien una planta de centrifugas tiene la minima diversidad de tamaño en equipos, de incrementarse el caudal de producción de la planta, el número de centrifugas crece linealmente con el mismo. En cambio las plantas de difusión gaseosa mantienen invariante el número de equipos separativos necesarios, sólo incrementándose el tamaño de los mismos, cuya incidencia en los costos es con un factor de escala menor que la unidad. Por lo cual a partir de un determinado tamaño de planta asociado a un caudal de producción, una cascada de difusión gaseosa sería menos costosa que una cascada implementada con centrifugas. Pero por otra parte las centrifugas permiten implementar con un bajo número de equipos subplantas que pueden operar en forma individual. Por lo cual una planta de gran producción se alcanza mediante la instalación en paralelo de estas subplantas, permitiendo de esta manera seguir en forma más conveniente la demanda de UTS.

Agradecimientos

A Daniel, Carlitos, Nico y Ale por la ayuda brindada durante la realización de este proyecto.

Bibliografía

- [1] Massignon, D. Théorie de la séparation: la cellule et la barrière de diffusion. BIST-CEA, 206, 9-20, 1975.
- [2] Villani, S. Isotope Separation. 1°ed. Estados Unidos de America:Nuclear American Society.
- [3] Cohen, K. The theory of isotope separation as aplied to large-scale production of U^{235} . 1°ed. New York, MacGraw Hill Book Company, 1951.
- [4] Villani, S. Uranium Enrichment. 1°ed. New York, Verlag Berlin Heidelberg, 1979.
- [5] Clough, R.W.-Penzien J. Dynamics of Structures.MacGraw Hill, 1975.
- [6] U.S. Departnebt of energy office of arms control and nonproliferation. Tennesse, U.S. National security program office Oak Ridge Y-12.
- [7] Ying, C.- Halle, E.- Wood III, H.G. The optimization of squared-off cascades for isotope separation. Publicado en 1993.
- [8] Benedict, M.-Pigford, T.H.-Levi, H.W. nuclear chemical enginneering. 2° ed. Estados Unidos de America, MacGraw Hill, 1981.